

UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ

ALCELY JOSE WOSNIAK

**AVALIAÇÃO EM ESCALA PILOTO DO USO DE MEMBRANA DE OSMOSE
REVERSA PARA O TRATAMENTO DE ÁGUA PARA USO INDUSTRIAL**

CURITIBA

2016

ALCELY JOSE WOSNIAK

**AVALIAÇÃO EM ESCALA PILOTO DO USO DE MEMBRANA DE OSMOSE
REVERSA PARA O TRATAMENTO DE ÁGUA PARA USO INDUSTRIAL**

Dissertação apresentada como requisito parcial à obtenção do grau de Mestre em Meio Ambiente Urbano e Industrial ao Programa de Mestrado Profissional em Meio Ambiente Urbano e Industrial do Setor de Tecnologia da Universidade Federal do Paraná em parceria com o SENAI-PR e a Universität Stuttgart, Alemanha.

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Daniela Neuffer
Co-orientadora: Prof^a. Dr^a. Karen Juliana do Amaral

CURITIBA

2016

W935

Wosniak, Alcely Jose

Avaliação em escala piloto do uso de membrana de osmose reversa para o tratamento de água para uso industrial / Alcely Jose Wosniak – Curitiba, 2016

120f il [algumas color], tabs color 30 cm

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal do Paraná, Setor de Tecnologia, Programa de Mestrado Profissional em Meio Ambiente Urbano e Industrial

Orientadora Profa Drª Daniela Neuffer

Co-orientadora Profa Drª Karen Juliana do Amaral

Bibliografia p 96-109

1 Água - purificação 2 Resfriamento I Universidade Federal do Paraná II Neuffer, Daniela III Amaral, Karen Juliana do IV Título

CDD 628 16

TERMO DE APROVAÇÃO

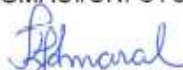
ALCELY JOSE WOSNIAK

**AVALIAÇÃO EM ESCALA PILOTO DO USO DE MEMBRANA DE OSMOSE
REVERSA PARA O TRATAMENTO DE ÁGUA PARA USO INDUSTRIAL**

Dissertação aprovada como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre no Programa de Mestrado Profissional em Meio Ambiente Urbano e Industrial, Setor de Tecnologia da Universidade Federal do Paraná em parceria com SENAI/PR e a *Universität Stuttgart*, Alemanha, pela seguinte banca examinadora:



Prof^a. Dr^a. DANIELA NEUFFER
PPGMAUI/UNI STUTT



Prof^a. Dr^a. KAREN JULIANA DO AMARAL
PPGMAUI/UNI STUTT



Prof^a Dra^a. MARGARETE CASAGRANDE LASS ERBE
PPGMAUI/UFPR



Prof^a. Dr^a. SELMA APARECIDA CUBAS
UP/PGAMB



Prof^a. Dr^a. MARGARETE CASAGRANDE LASS ERBE
Coordenadora do PPGMAUI/TC/UFPR

Curitiba, 24 de novembro de 2015.

AGRADECIMENTOS

Agradeço à Universidade Federal do Paraná, SENAI-PR e a Universität Stuttgart, Alemanha pela oportunidade de concluir mais um curso nesta casa.

Ao programa de Pós-Graduação em Meio Ambiente Urbano e Industrial.

Às orientadoras, Prof^a. Dr^a. Daniela Neuffer e Prof^a. Dr^a. Karen Juliana do Amaral, pela orientação, auxílio e sugestões para o desenvolvimento deste trabalho.

À Coordenação do Programa de Pós-Graduação em Meio Ambiente Urbano e Industrial, em especial aos servidores, Jacir Mário Tedesco, e às Professoras Dr^a. Margarete Casagrande Lass Erbe e M.Sc. Marielle Feilstrecker pelo auxílio prestado.

Aos colegas do PPGMAUI, pela paciência, disponibilidade e companheirismo. As pessoas quais estiveram ao meu lado durante o curso.

A Eng. Rita de Cassia Gorny Becher pelo apoio.

Aos colegas de trabalho e da ETAIA, Roberto Ramalho de Souza, Antônio Cavalcante de Souza Júnior, César Mildemberg, Claiton Kovalik, Élton Evandro Marafigo, Pedro Atílio Estrella, Saulo Waenga e Waldir Horffmann Stanula, pelo aprendizado, companhia, ajuda e ideias trocadas.

Aos consultores da JICA, pelo apoio técnico ao trabalho.

Aos meus amigos Luís, Arakaki, Fabio e Keilla, pelo apoio ao trabalho.

À minha família, principalmente minha mãe Josmary, e minha querida sobrinha Manuela e, especialmente, a Deus.

RESUMO

A utilização de rios degradados deve ser visto como uma alternativa viável para aumento da disponibilidade de água aos diversos usos, inclusive para fins industriais. A água a ser utilizada na indústria requer muitas vezes qualidade superior àquela destinada ao consumo humano. Com base nas exigências de qualidade e no conhecimento dos processos existentes, é possível obter água com qualidade adequada ao uso industrial a que se destina. Curitiba e a Região Metropolitana (RMC) apresentam um alto grau de industrialização e um conflito de uso de água potável para fins industriais. A Estação de Tratamento de Água Industrial Araucária (ETAIA) é uma estação de tratamento de água para reúso indireto e não potável. Atualmente, a ETAIA é composta pelos processos de oxidação, coagulação, decantação e filtração, resultando numa qualidade da água tratada fora dos padrões estabelecidos pelas indústrias que a utilizam. Desta forma, este trabalho tem como objetivo geral avaliar a operação de uma planta de osmose reversa (OR) em escala piloto para pós-tratamento da água produzida na ETAIA, tendo em vista a qualidade final do permeado e a mistura com a água produzida na estação. Para o estudo, foram avaliadas a qualidade do filtrado de um filtro de carvão ativado granular (GAC) e a qualidade do permeado da OR. Para verificar o desempenho da OR, foram analisados os parâmetros no permeado: turbidez, condutividade, detergente sintético não biodegradável (Alquilo Benzeno Sulfonato de Sódio - ABS), cloretos, fluoretos, manganês, ferro, fosfato, sulfatos, dureza, nitrogênio amoniacal, carbono orgânico total (TOC), e sílica. Também houve a avaliação da retenção, rejeição e taxa de permeabilidade da OR para dois tipos de membranas ESPA 1 - 4040 e ESPA 2 LD - 4040. Os resultados demonstraram que filtro de GAC removeu 100% do cloro residual, e que a membrana ESPA 1 - 4040 apresentou um fluxo de permeado 32,4 L/(m² h) ou 63,5% do fluxo padrão e uma retenção salina 97,65%. A membrana ESPA 2 LD - 4040 apresentou um fluxo 32,8 L/(m² h) ou 77,3% do fluxo padrão e uma retenção salina 97,79%. Houve a necessidade de três lavagens químicas na membrana, devido à colmatação de origem orgânica. Essas lavagens foram agressivas, reduzindo a vida útil da membrana. Em comparação com a água produzida na ETAIA, a água gerada na OR apresentou uma melhor qualidade, atendendo a todos requisitos de qualidade dos clientes. O custo da água produzida no sistema de OR foi 153% maior que o custo da água produzida na ETAIA. A água produzida na ETAIA não é apropriada para alimentação de um equipamento de OR nem para atendimento as indústrias. A membranas ESPA 2 LD – 4040 apresentou melhor resultados de qualidade e desempenho. A aplicação da OR para o tratamento da água produzida pela ETAIA se mostrou eficaz, produzindo um permeado com a qualidade dentro dos padrões exigidos no contrato com as indústrias, podendo assim ser utilizada como pós-tratamento para água produzida na ETAIA. No entanto, a água de alimentação tratada na ETAIA não é apropriada para abastecer a OR, e que, caso seja operada em escala real, haverá prejuízo para o desempenho da OR ao longo do tempo de operação.

Palavras-chave: Água industrial. Torre de resfriamento. Autópsia da membrana.

ABSTRACT

The recovery of degraded water sources should be seen as a viable alternative to increase the availability of water for various uses, including for industrial purposes. The water to be used in industry often requires superior quality to that intended for human consumption. Based on the quality requirements and knowledge of existing processes, it is possible to obtain water quality suitable for the industrial use to which it is intended. Curitiba and Metropolitan Region (RMC) have a high degree of industrialization and a conflict of use of drinking water for industrial purposes. Industrial Water Treatment Plant Araucaria (ETAIA) is a water treatment plant for reuse indirect and not drinkable. Currently, ETAIA is composed of the processes of oxidation, coagulation, sedimentation and filtration, resulting in treated water quality standards set out by the industries that use. Thus, this study is to evaluate the overall operation of the reverse osmosis (RO) for a post-treatment of water produced in ETAIA, considering the final quality of the permeate and mixing with the water produced at the station. For the study, we evaluated the quality of filtered water of a granular activated carbon filter (GAC) and the quality of the RO permeate. To verify the performance of the RO, the concentrations of the turbidity parameters were analyzed, conductivity, non-biodegradable synthetic detergent (Alquilo Benzene Sodium Sulfanato - ABS), chlorides, fluorides, manganese, iron, phosphate, sulphate, hardness, ammonia nitrogen, organic carbon total (TOC), and silica in the permeate, with an average removal observed 90%. There was also the retention evaluation, RO rejection and permeability rate for both types of membranes ESPA 1 – 4040 e ESPA 2 LD - 4040. The results showed that GAC filter removed 100% of residual chlorine and the membrane 1 ESPA - 4040 showed a permeate flow of 32.4 l / (m² h) or 63.5% of the standard flow and a saline retention 97.65%. The membrane 2 ESPA-4040 showed a LD flow 32.8 L / (m² h) or 77.3% of the standard flow and a saline retention 97.79%. There was the need for three chemical washes, due to clogging of the membrane organic origin. These washings were aggressive, reducing the life of the membrane. The cost of water produced by the RO system was 153% higher than the cost of water produced in ETAIA. The ESPA 2 membranes LD-4040 presented better results of quality and performance. The application of RO for the treatment of water produced by ETAIA proved effective, producing a permeate with the quality standards required in the contract with the industries, and thus can be used as post-treatment for produced water at ETAIA. However the feed water treated in ETAIA is not suitable for fuel RO, and that, if it is operated in real scale, there will be damage to the performance of RO over time.

Keywords: Industrial water. Cooling tower. Membrane autopsy

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 -	VISÃO GERAL DA ESTRUTURA E DO FLUXO DE ÁGUA EM UMA TORRE DE RESFRIAMENTO.....	23
FIGURA 2 -	ESQUEMA DO TRANSPORTE DO PERMEADO	28
FIGURA 3 -	ESQUEMA DOS PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANA.....	30
FIGURA 4 -	PRINCÍPIO DA OSMOSE REVERSA.....	32
FIGURA 5 -	ESQUEMA DO FUNCIONAMENTO DE UMA MEMBRANA DE OSMOSE OPERANDO COM FLUXO TIPO <i>CROSS-FLOW</i>	33
FIGURA 6 -	MEMBRANA DE FIBRA OCA	35
FIGURA 7 -	MEMBRANA ESPIRALADA.....	36
FIGURA 8 -	PRINCÍPIO DA POLARIZAÇÃO POR CONCENTRAÇÃO NA FORMAÇÃO DE INCRUSTAÇÕES.....	45
FIGURA 9 -	VISTA DO REVESTIMENTO EXTERNO DE UM MÓDULO DE OR .	47
FIGURA 10 -	ELEMENTO DE OR ABERTO PARA OBSERVAÇÃO DO ENVELOPE.....	47
FIGURA 11 -	MICROGRAFIA DA SUPERFÍCIE DE UMA MEMBRANA DE OR, MOSTRANDO DEPÓSITOS DE CRISTAIS	48
FIGURA 12 -	LOCALIZAÇÃO DA ETAIA.....	51
FIGURA 13 -	FLUXOGRAMA DE TRATAMENTO DA ETAIA	52
FIGURA 14 -	FLUXOGRAMA DA PLANTA PILOTO DE OSMOSE REVERSA	54
FIGURA 15 -	VISTA PLANTA DE OSMOSE REVERSA.....	54
FIGURA 16 -	FLUXOGRAMA DAS ETAPAS DO ESTUDO	56
FIGURA 17 -	PRINCIPAIS PARÂMETROS QUE NÃO ATINGIRAM A QUALIDADE REQUERIDA NA ETAIA NO ANO DE 2014	62
FIGURA 18 -	EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PELA INSTALAÇÃO DE FILTRO DE CARVÃO ATIVADO GRANULAR - GAC	63
FIGURA 19 -	TAXA DE RECUPERAÇÃO EM FUNÇÃO DA PRESSÃO DE ALIMENTAÇÃO PARA MEMBRANA ESPA 1 - 4040	68
FIGURA 20 -	PORCENTAGEM DE REJEIÇÃO DA MEMBRANA ESPA 1- 4040 DURANTE SUA OPERAÇÃO	69
FIGURA 21 -	MONITORAMENTO DA CONDUTIVIDADE DURANTE 4210 HORAS DE OPERAÇÃO.....	74

FIGURA 22 -	MONITORAMENTO DA TURBIDEZ DURANTE 4210 HORAS DE OPERAÇÃO.....	75
FIGURA 23 -	MONITORAMENTO DE CLORETO NA ÁGUA INDUSTRIAL E NO PERMEADO	76
FIGURA 24 -	MEMBRANA NOVA UTILIZADA NO TESTE DE SDI (A), MEMBRANA COLMATADA POR MATERIAL COLOIDAL DA MEMBRANA UTILIZADA NO TESTE DE SDI (B)	78
FIGURA 25 -	COLORAÇÃO ROSEADA APRESENTADA NO TESTE DE FUJIWARA EM DIVERSOS PONTOS DA MEMBRANA ESPA 1 - 4040	79
FIGURA 26 -	INVÓLUCRO DE FIBRA DE VIDRO DA MEMBRANA ESPIRAL DA OR.....	80
FIGURA 27 -	IMAGEM DA EXTREMIDADE DO INVÓLUCRO DA MEMBRANA DE OR, VISTA DA SAÍDA DE PERMEADO.	80
FIGURA 28 -	DETALHE DAS VEDAÇÕES DA MEMBRANA. APÓS 4120 HORAS DE OPERAÇÃO.....	81
FIGURA 29 -	DEPÓSITOS AMORFOS NA ALIMENTAÇÃO DO MÓDULO DA OR.....	81
FIGURA 30 -	IMAGEM DO FILTRO DE 5 μ m, APRESENTA UM DESENVOLVIMENTO BIOLÓGICO INTENSO.	82
FIGURA 31 -	TELA DE SEPARAÇÃO DA PARTE INTERNA DA MEMBRANA POR ONDE É RECOLHIDO O PERMEADO, PRESERVADA	83
FIGURA 32 -	DETALHE DA TELA (ESPAÇADOR) ENTRE A MEMBRANA POR ONDE É INTRODUZIDA A ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO.....	83
FIGURA 33 -	SUPERFÍCIE DA MEMBRANA ONDE É INTRODUZIDA A ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO	84
FIGURA 34 -	REGIÃO AMARELADA NA PARTE INTERNA DA MEMBRANA, DEVIDO AO ATAQUE QUÍMICO.....	85
FIGURA 35 -	SUPERFÍCIE DA MEMBRANA COM <i>FOULING</i> , PADRÃO AFORMO E SULCO PROVOCADO PELO ESPAÇADOR (INDICAÇÃO).....	86
FIGURA 36 -	ESPECTRO DE EDX DA MEMBRANA DAS ÁREAS COM AS INCRUSTAÇÕES ONDE OS COMPONENTES PRINCIPAIS SÃO C, O, Fe, Al e Si.....	87

FIGURA 37 -	REGIÃO ONDE HOUE A PRESSÃO DOS ESPAÇADORES NA MEMBRANA DE OR.....	88
FIGURA 38 -	ESPECTRO DE EDX ONDE HOUE AQUISIÇÃO DA COMPOSIÇÃO DO PONTO 001 E 002,	89
FIGURA 39 -	AÇÃO DE AGENTES OXIDANTE NA PARTE INTERNA DA MEMBRANA DE OR.....	89
FIGURA 40 -	FORMA CRISTALINA NA DEPOSIÇÃO SOBRE A MEMBRANA DE OR.....	90
FIGURA 41 -	REGIÃO TRANSVERSAL DA MEMBRANA DE OR.....	91
FIGURA 42 -	DISTRIBUIÇÃO DE CUSTOS OPERACIONAIS DO PROCESSO DE OR.....	92

LISTA DE QUADROS

QUADRO 1 - CARACTERÍSTICAS TÍPICAS DAS TECNOLOGIAS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS.....	31
QUADRO 2 - VALORES DE SDI E APLICAÇÕES	40
QUADRO 3 - PONTOS DE MONITORAMENTO DA PLANTA PILOTO	58

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 -	RESULTADOS DAS MÉDIAS DOS TESTES DE EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PELA INSTALAÇÃO DE FILTRO DE CARVÃO ATIVADO GRANULAR – GAC.....	64
TABELA 2 -	RESULTADOS DOS TESTES DE CARACTERIZAÇÃO DA MEMBRANA ESPA 1- 4040 E SUA RETENÇÃO SALINA	66
TABELA 3 -	RESULTADOS DOS TESTES DE CARACTERIZAÇÃO DA MEMBRANA ESPA 2 LD -4040 E SUA RETENÇÃO SALINA	67
TABELA 4 -	PARÂMETROS DE PRESSÃO DE ALIMENTAÇÃO E FLUXO DE PERMEADO APÓS CADA LIMPEZA QUÍMICA.....	70
TABELA 5 -	MÉDIA DOS PRINCIPAIS PARÂMETROS ANALISADOS NA ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO E NO PERMEADO DA OR.....	72
TABELA 6 -	TEOR DE COMPONENTES ORGÂNICOS E INORGÂNICOS ENCONTRADOS NO MATERIAL DEPOSITADO SOBRE A MEMBRANA.....	85

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CONAMA	- Conselho Nacional de Meio Ambiente
DBO	- Demanda Bioquímica de Oxigênio
DOC	- <i>Dissolved Organic Carbon</i> – Carbono Orgânico Dissolvido
DOM	- <i>Dissolved Organic Carbon</i> – Matéria Orgânica Dissolvida
DQO	- Demanda Química de Oxigênio
DRX	- Difração de Raios X
ED	- Eletrodíálise
ETA	- Estação de Tratamento de Água
ETAIA	- Estação de Tratamento de Água Industrial Araucária
ETAR	- Estação de Tratamento de Águas Residuárias
ETE	- Estação de Tratamento de Esgotos
FTIR	- <i>Fourier Transform Infrared Spectrometry</i> – Espectroscopia no Infravermelho por Transformada de Fourier
GAC	- Carvão ativado granular
NF	- Nanofiltração
OR	- Osmose Reversa
PAC	- Cloreto de Poli Alumínio
pH	- Potencial Hidrogeniônico
PSM	- Processo de Separação por Membranas
RMC	- Região Metropolitana de Curitiba
SDI	- <i>Silt Density Index</i> – índice de densidade de sedimentos
SEMA	- Secretaria Estadual de Meio Ambiente do Estado do Paraná
TOC	- <i>Total Organic Carbon</i> – Carbono Orgânico Total
UF	- Ultrafiltração
UNEP	- Programa das Nações Unidas para o Meio Ambiente
μS	- Milisiemens

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	14
1.1	OBJETIVO GERAL.....	16
1.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	16
2	REVISÃO DA LITERATURA.....	17
2.1	ESCASSEZ DA ÁGUA	17
2.2	RIO IGUAÇU	19
2.3	REÚSO DA ÁGUA	20
2.4	USO DE ÁGUA EM PROCESSOS INDUSTRIAIS.....	21
2.4.1	Torres de resfriamento	22
2.5	PROCESSOS FÍSICO-QUÍMICOS PARA TRATAMENTO DE ÁGUA	24
2.6	PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANA	26
2.6.1	Osmose reserva	32
2.6.2	Estrutura das membranas	35
2.7	UTILIZAÇÃO DA OSMOSE REVERSA.....	37
2.8	PARÂMETROS DE AVALIAÇÃO DA MEMBRANA DE OR	39
2.9	INCRUSTAÇÕES NAS MEMBRANAS.....	42
2.9.1	Polarização por concentração e incrustações	45
2.10	AUTÓPSIA DA MEMBRANA.....	46
2.11	CUSTOS OPERACIONAIS DA OR.....	49
3	MATERIAIS E MÉTODOS.....	51
3.1	DESCRIÇÃO DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ÁGUA INDUSTRIALARAUCÁRIA (ETAIA)	51
3.2	DESCRIÇÃO DA UNIDADE PILOTO DE OSMOSE REVERSA	53
3.3	DESCRIÇÃO DO EXPERIMENTO NA PLANTA PILOTO DE OR	55
3.4	AUTOPSIA DA MEMBRANA.....	58
3.5	DESCRIÇÃO DO PROCEDIMENTO DE LIMPEZA DAS MEMBRANAS DA OR.....	59
3.6	APROPRIAÇÃO DE CUSTOS DO PROCESSO TESTADO.....	60
3.7	TESTE DE SDI.....	60
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	61

4.1	QUALIDADE DA ÁGUA PRODUZIDA NA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ÁGUA INDUSTRIAL.....	61
4.2	INFLUÊNCIA DA FILTRAÇÃO POR CARVÃO ATIVADO GRANULAR PARA A REMOÇÃO DE CLORO.....	63
4.3	AVALIAÇÃO DA MEMBRANA	65
4.3.1	Caracterização da Membrana	65
4.3.2	Recuperação	67
4.3.3	Taxa de rejeição.....	69
4.3.4	Limpeza da membrana e sua permeabilidade.....	70
4.4	QUALIDADE DA ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO E DO PERMEADO.....	71
4.4.1	Teste de curta duração.....	71
4.5	TESTE DE LONGA DURAÇÃO DA OR	73
4.5.1	Resultado das determinações de condutividade elétrica.....	73
4.5.2	Resultado das determinações de turbidez	74
4.5.3	Resultado da determinação de cloretos e fluoretos	75
4.5.4	SDI	77
4.6	AUTÓPSIA DA MEMBRANA.....	78
4.6.1	Teste de Fujiwara.....	78
4.6.2	Análise estrutural da membrana.....	79
4.6.3	Análise dos componentes orgânicos e inorgânicos da incrustação	85
4.6.4	Análise de EDX E SEM	86
4.7	ANÁLISE DO CUSTO DE OPERAÇÃO DA OR.....	91
5	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	94
	REFERÊNCIAS.....	96
	APÊNDICE.....	110
	ANEXO.....	119

1 INTRODUÇÃO

Três bilhões de pessoas ao redor do mundo não têm acesso à água potável (UNEP, 2012). O Programa das Nações Unidas para o Ambiente, afirmou que um terço da população mundial vive em países onde a água doce não é suficiente para sustentar a população. Consequentemente, em 2025, dois terços da população mundial irão enfrentar a escassez de água (UNEP, 2012). Além de ser um recurso escasso, é importante considerar que a água doce também é desigualmente distribuída em todo o mundo, e que a mudança climática, provavelmente, desempenhará papel menor, quando comparada com a crescente população, a qual irá agravar a escassez de água.

O uso múltiplo da água, tal como para a geração de energia e abastecimento público e industrial, aumenta a importância sobre os recursos hídricos existentes. Como é muito alta a demanda sobre esse recurso natural, deve haver uma prioridade no abastecimento público com as fontes de melhor qualidade.

No Brasil, os polos industriais estão localizados em regiões de elevada urbanização, o que leva as indústrias a reduzir seu consumo de água e procurar fontes alternativas para esse recurso.

No caso da Região Metropolitana de Curitiba (RMC), já há uma disponibilidade hídrica restrita, portanto, destaca-se neste cenário a importância do planejamento e avaliação do uso de seus rios.

A principal área industrial de Curitiba e Região Metropolitana é atravessada pelo Rio Iguaçu, servindo como principal manancial para as indústrias. Porém, nesse trecho o rio é considerado como muito poluído (IAP, 2009).

Além de demandar uma grande quantidade de água, o uso industrial requer muitas vezes um maior grau de qualidade em comparação com a água destinada ao consumo humano. A partir das exigências de qualidade e do conhecimento dos processos existentes, é possível obter água com qualidade adequada ao uso na indústria a que se destina.

Assim, o reúso de efluentes ou a recuperação dos mananciais degradados deve ser visto como uma alternativa viável para aumento da disponibilidade de água aos diversos usos, inclusive para fins industriais.

O processo de separação por membranas (PSM) é um dos processos de tratamento de água para fins industriais mais eficazes, sendo considerado como um tratamento avançado ao pós-tratamento para efluentes industriais, domésticos e águas de reúso. Dentre os PSM, a osmose reversa (OR) tem aplicações industriais bem consolidadas, sendo utilizada principalmente no reúso de efluentes, no tratamento industrial de água e na dessalinização de água do mar.

A água tratada por OR pode ter o seu uso principalmente em processos industriais, em torres de refrigeração e em caldeiras (SMORADA *et al.*, 2013).

A estação de tratamento de água industrial Araucária (ETAIA), fornece água para quatro indústrias, e utiliza como manancial de abastecimento o Rio Iguaçu, qual se encontra degradado neste ponto e não pode ser utilizado para fornecimento de água potável, localizada na RMC. A estação utiliza os processos de oxidação, coagulação, decantação e filtração para tratamento da água e fornece água industrial para as empresas da região. No entanto, a qualidade da água tratada não corresponde aos padrões estabelecidos pelas indústrias usuárias, o que indica a necessidade de, além de medidas para otimização do processo existente, a inserção de um tratamento adicional ao processo existente, o qual será avaliado neste trabalho.

Para este caso, o PSM foi considerado como uma alternativa de tratamento para disponibilizar água tratada dentro dos parâmetros solicitados pelas indústrias, especificamente a osmose reversa, pois alguns dos componentes presentes em excesso na água produzida na ETAIA são sais dissolvidos.

No entanto, por não se conhecer exatamente as condições de alimentação e operação de tal tecnologia, utilizando a água produzida na ETAIA, foi realizado o estudo em planta piloto. Os parâmetros obtidos na operação da planta piloto poderão fornecer parâmetros para a implantação de projeto de uma planta de osmose reversa, para tratar a água produzida na ETAIA.

1.1 OBJETIVO GERAL

Avaliar o uso de membranas de osmose reversa, em escala piloto, no tratamento de água para sua utilização em indústrias.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- a) Avaliar a qualidade da água produzida na ETAIA;
- b) Avaliar os parâmetros de processo para a operação da planta piloto de osmose reversa;
- c) Caracterizar as propriedades físico-químicas do permeado da osmose reversa, em um teste de curta e outro de longa duração;
- d) Avaliar a estrutura e a formação de camada de colmatação na membrana de osmose reversa, após o seu uso na planta piloto;
- e) Levantar os custos médios associados à operação da planta em escala piloto de osmose reversa.

2 REVISÃO DA LITERATURA

A revisão bibliográfica apresentada aborda a problemática como a escassez de água, a sua utilização no reúso, a sua aplicação no ramo industrial, bem como os processos para o seu tratamento utilizando membranas de separação por membranas. Os processos convencionais de tratamento são ainda muito utilizados (coagulação, floculação, decantação e filtração) e, devido ao baixo custo, são empregados em muitas estações de tratamento de água (ETA). Porém, em virtude da degradação dos mananciais, vêm perdendo espaço na construção e ampliação de novas estações. Nessas condições, os processos de separação por membranas podem suprir essa nova demanda.

2.1 ESCASSEZ DA ÁGUA

As atividades humanas demandam uma grande quantidade de água, e associada a ela, tem-se a degradação da qualidade dos recursos hídricos, provocada pelo lançamento de efluentes domésticos e industriais em mananciais, seja de forma pontual ou difusa. Esses efeitos podem ser sentidos nos usos mais nobres da água, nos quais são exigidos elevados padrões de qualidade como: consumo humano, lazer de contato primário, preservação da biodiversidade aquática, produção de alimentos e de determinados processos industriais (UNEP, 2012).

Devido à oferta desta água de melhor qualidade ser menor que a demanda, há necessidade da utilização de processos de tratamento de água mais sofisticados, para tratar a água com menor qualidade ou captar água de outras fontes (normalmente mais distantes), elevando os custos para o usuário (EMPINOTTI; JACOBI, 2013).

Os rios em território brasileiro possuem vazão média anual de 179 mil m³/s, correspondendo a aproximadamente 12% da disponibilidade mundial de recursos hídricos, e a região hidrográfica Amazônica é a que detém a maior parte dos recursos hídricos superficiais do Brasil (ANA, 2010).

O uso da água no Brasil se divide em 40% do volume retirado para a agricultura, 27% para o abastecimento humano urbano, 17% para a indústria, 13% para a produção animal e 3% para o abastecimento humano rural (ANA, 2010).

Apesar de o Brasil possuir elevado volume de recursos hídricos, o país já enfrenta problemas localizados de abastecimento, principalmente em regiões com grande densidade demográfica, tais como às falhas de abastecimento de água em São Paulo (BERTOLO *et al.*, 2015).

A demanda por água no Brasil está localizada em regiões grandes adensamentos demográficos, onde também estão localizados os maiores polos industriais, conseqüentemente há uma disputa entre o abastecimento público e a indústria (DA SILVA *et al.*, 2016).

Andreoli *et al.* (2000) já apresentavam como preocupante os cenários da manutenção da disponibilidade hídrica para abastecimento de Curitiba e região metropolitana. E, na ausência de ações de conservação e reutilização de águas residuárias, a reserva hídrica de abastecimentos se esgotará entre os anos de 2030 e 2035 para projeção máxima de crescimento populacional e entre 2035 e 2040 para projeção mínima.

Giordano e Santos (2003) demonstraram a existência de uma crise hídrica na RMC, e sugeriram em seu estudo a implantação de uma gestão dos recursos hídricos, a fim de fornecer água recuperada de boa qualidade ao uso que possa preceder a potabilidade. Para os autores, o reúso direto de efluente seria um cenário positivo para a RMC, sendo o reúso industrial de grande potencial, sobretudo o uso dessa água para resfriamento industrial, com uma demanda em torno de 500 L/s.

Franco (2010) cita em seu estudo que a disponibilidade hídrica da RMC é restrita, e o planejamento e o uso de seus rios devem ser avaliados com muito cuidado. Em condições nas quais o grau de deterioração da água bruta for mais acentuado, as características de projeto das estações de tratamento tornam-se inadequadas, exigindo novos investimentos para alteração das estações ou dos pontos de captação.

O Plano Diretor de Abastecimento de Água elaborado pela Companhia de Saneamento do Paraná em 2013, apresenta um diagnóstico do sistema existente, e do decorrente do confronto da produção atual com a demanda futura, para cujo atendimento é necessária a utilização de novos mananciais localizados mais distante das áreas de abastecimento (SANEPAR, 2013). Também demonstra uma sobrecarga no abastecimento de água potável na região sul de Curitiba e no município de Araucária, regiões onde estão localizadas as maiores indústrias da RMC.

2.2 RIO IGUAÇU

O Rio Iguaçu está situado na região sudeste da América do Sul e drena uma área de aproximadamente 72.000 km², sendo que a maior parte (80,5%) encontra-se em território paranaense. Sua extensão total é de 1320 km e atravessa os três planaltos paranaenses, com a sua nascente na região metropolitana de Curitiba e a foz no rio Paraná. Trata-se do maior e mais poluído rio do estado, e o segundo mais poluído do Brasil, atrás apenas do rio Tietê (IBGE, 2010).

A Bacia do Alto Iguaçu está inserida na questão do item anterior, com destaque para sua natureza essencialmente urbana que influencia nos processos de poluição dos corpos hídricos da região. Este é o rio qual abastece a estação Industrial de Araucária da Sanepar.

Na passagem por essa região, o rio Iguaçu recebe uma grande quantidade de substâncias poluidoras de origem doméstica, industrial e de escoamento difuso, sendo a maioria sem tratamento. Dessa forma, a carga de poluição oriunda da região metropolitana de Curitiba (RMC) influencia significativamente a qualidade da água do rio Iguaçu (MENDONÇA, 2004).

De acordo relatório do IAP (2009), existe trechos do Rio Iguaçu e de alguns de seus afluentes, como os Rios Belém, Atuba, Padilha, Barigui, Ivo, Bacacheri e Água Verde, que estão em péssimas condições, com altos teores de coliformes e de matéria orgânica e baixa concentração de oxigênio dissolvido, sendo, portanto, incapazes de suportar vida aquática superior. Alguns deles possuem teores de matéria orgânicos tão elevados que se aproximam de esgotos sanitários brutos. Vários parâmetros da resolução CONAMA 430/2011, BRASIL (2011) foram violados para a classe do rio (classe 2).

Diversas pesquisas na Bacia do Alto Iguaçu evidenciam as péssimas condições de qualidade da água na bacia, com rios apresentando elevado risco de não atendimento aos limites da classe de enquadramento, tanto nos afluentes como no rio principal (PRZYBYSZ, 2007; KNAPIK, 2009).

Lindner (2014) avaliou a qualidade da água da bacia do Alto Iguaçu. Constatou-se que, na avaliação dos parâmetros de qualidade que os teores de fosforo, nitrogênio, DBO, DQO e oxigênio dissolvido na maior parte do tempo das observações foram registrados valores acima do limite para classe deste rio. Os resultados foram críticos para o período de estiagem, o que ocorreu devido à

diminuição do fluxo de água. Com relação à poluição, classificou-se bacia como poluída, quais se situavam em trechos de não influência urbana. Salienta-se que os limites dos parâmetros para o enquadramento na Classe 2 não foram atendidos em grande parte das medições.

Em seu estudo, Perreira (2015) constatou que o rio Iguaçu é impactado pela atividade antrópica, sofrendo importante contribuição dos despejos urbano e doméstico da região metropolitana de Curitiba, mas esta não é, no entanto, a única fonte de poluição do rio Iguaçu. Ressalta-se a presença de diversos metais biocumulados nos peixes, indicativo da poluição industrial na bacia.

O Rio Barigui, que é o principal afluente do Rio Iguaçu na RMC, de acordo com Silva (2015), apresentou a degradação de suas águas, principalmente na sua foz, e que a urbanização da bacia somada ao aporte de efluentes são os principais responsáveis pela degradação no ambiente.

No Brasil as avaliações da qualidade dos recursos hídricos ainda são centradas em parâmetros físicos, químicos, microbiológicos da coluna de água, estabelecidos pelo Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) na resolução 430/2011 (BRASIL, 2011).

Além de assegurar às águas uma qualidade compatível com os seus usos mais exigentes as quais forem destinadas, esta normativa objetiva o combate a poluição, assegurado a qualidade dos recurso hídricos. Ela se baseia na qualidade que o recurso hídrico deve possuir. Portanto a avaliação qualitativa dos parâmetros físico-químicos indicará o uso desta água de acordo com o fim, ao qual se destina, conforme enquadramento (BRITES, 2010).

Em casos onde a qualidade da água encontra-se inapropriada, degradada, vários impactos foram observados, dentre eles aumento no custo de tratamento, impossibilidade de pesca ou até mesmo a restrição ao uso qual se destina (ANA, 2012).

2.3 REÚSO DA ÁGUA

A escassez de água não é um fenômeno exclusivo das regiões áridas e semiáridas. Muitas regiões com recursos hídricos abundantes, mas pressionadas por demandas excessivamente elevadas, também sofrem conflitos de usos e restrições de consumo, o que afeta o desenvolvimento econômico. Para essa

situação, o conceito de “substituição de fontes” se mostra como a alternativa para suprir demandas menos restritivas, liberando as águas de melhor qualidade para usos mais nobres, como o abastecimento humano. Segundo as Nações Unidas, “a não ser que exista grande disponibilidade, nenhuma água de boa qualidade deve ser utilizada para usos que toleram águas de qualidade inferior” (ONU, 1985, apud KIPERSTOK *et al.*, 2003).

O custo da água industrial, em virtude das demandas crescentes, do tratamento mais complexo devido a falta de qualidade, têm levado as indústrias a avaliar o conceito do reúso, além de considerar ofertas das companhias de saneamento para a compra desta água de reúso, a preços inferiores aos da água potável (HESPANHOL, 2002; HESPANHOL, 2008). A água de reúso na Região Metropolitana de São Paulo, custa em torno de oito reais por metro cúbico, enquanto para a água potável para o setor industrial apresenta um custo por metro cúbico pouco superior a nove reais (SABESP, 2015).

A água obtida por meio de reúso pode ser utilizada na industrial nas seguintes situações (BIXIO *et al.*, 2008):

- a) torres de resfriamento como água de *make-up*;
- b) caldeiras;
- c) construção civil,
- d) irrigação de áreas verdes de instalações industriais,
- e) processos industriais, lavagens de pisos e alguns tipos de peças.

O reúso é o processo que ocorre por meio de reutilização direta ou indireta, decorrente de ações planejadas ou não da água (SHUVAL, 2012; CETESB, 2014).

Mancuso e Manfredini (2005) relataram em suas experiências de reúso de água em sistema de resfriamento, que o tratamento físico-químico baseado nos processos de coagulação, floculação e sedimentação apresentaram uma redução dos parâmetros de condutividade, dureza total, sílica, entre outros, de efluentes sanitários secundários a serem utilizados como água de reúso em torres de resfriamento.

2.4 USO DE ÁGUA EM PROCESSOS INDUSTRIAIS

Provavelmente, todos os produtos em determinadas fases de sua fabricação se encontram com a água. As propriedades biológicas, física, química e estrutura

dependem dessa água e da sua composição química. Do ponto de vista físico-químico, as substâncias presentes na água podem estar presentes como íons solúveis (eletrólitos), solúveis não iônicos (não eletrólitos) ou insolúveis (flutuante). Na água, as substâncias orgânicas e inorgânicas estão normalmente presentes. A qualidade da água na indústria depende da sua finalidade do seu uso (ABBOTT; COHEN, 2009).

A água é utilizada na indústria em operações tais como produção, tratamento, lavagem, dissolução, arrefecimento, transporte ou é utilizada diretamente no produto. Indústrias muitas vezes necessitam de grandes quantidades de água, e com de qualidade variável. Em geral, a maioria das plantas industriais necessitam de uma água com baixa dureza, com pH neutro, sem ferro e manganês, ou apenas com o seu conteúdo de sais baixo e sem turbidez, cor, dióxido de carbono, cloreto e sulfato (SMORADA *et al.*, 2013).

Os principais componentes inorgânicos nas águas naturais são normalmente os cátions de cálcio, magnésio e de sódio. Por outro lado, na sua maioria estão presentes ânions de sulfatos, cloretos e bicarbonatos. A presença dessas substâncias na água faz com que a dureza da água seja elevada (SINCERO; SINCERO, 2002).

2.4.1 Torres de resfriamento

Torres de resfriamento são trocadores de calor com a atmosfera utilizando um ou mais processos físicos. A torre de resfriamento é composta de outras estruturas: como bombas, válvulas e tubulações de recirculação, que gera uma grande quantidade de energia térmica e calor (ALTMAN *et al.*, 2012).

Esse equipamento é utilizado para extrair o calor em um sistema de recirculação de água de refrigeração. Esses sistemas são projetados para maximizar a entrada de ar para o contato com a água, a qual fornece o máximo de evaporação quanto possível. Esse fato decorre da maximização da área de contato da água à medida que flui ao longo da estrutura da torre de cima para baixo (ALTMAN *et al.*, 2012).

A FIGURA 1 ilustra os diferentes componentes da estrutura de uma torre de refrigeração.

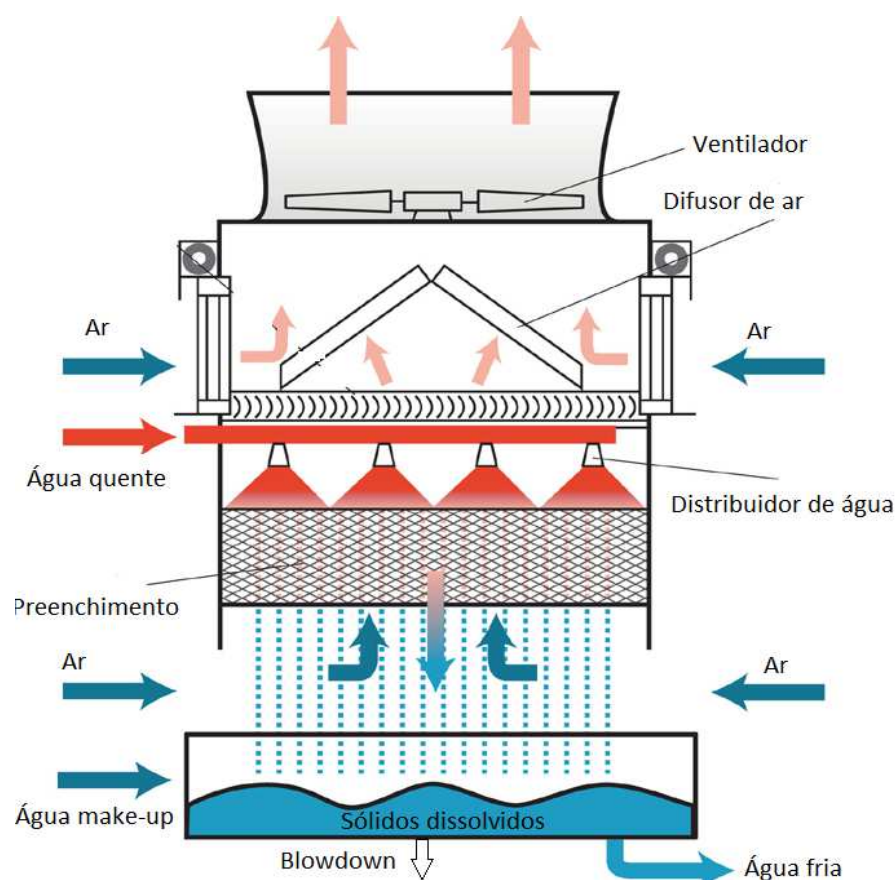


FIGURA 1 - VISÃO GERAL DA ESTRUTURA E DO FLUXO DE ÁGUA EM UMA TORRE DE RESFRIAMENTO
 FONTE: ADAPTADO DE FEMP (2011)

Neste sistema, o efeito de resfriamento é devido à evaporação da recirculação da água de arrefecimento. Para haver esse efeito, existe uma necessidade de fornecimento contínuo de água ou a água para compensar a sua perda durante a evaporação, em virtude da qual, há formação de um concentrado composto, principalmente de sólidos dissolvidos. Esse parâmetro já está presente na água aplicada, mas em concentração menor (LÖWENBERG *et al.*, 2015). A qualidade inadequada da água de alimentação pode acarretar problemas como: formação de lodo, deposição de sais, corrosão e proliferação de algas, afetando o desempenho do equipamento (LÖWENBERG *et al.*, 2015).

A utilização de água de reposição (*make-up water*) com alta concentração de sólidos dissolvidos poderá levar à precipitação de lama e, finalmente, ocasionar a perda de eficiência da troca térmica. A utilização de água de reposição não é apenas para repor a perda por evaporação, mas especialmente para manter o balanço e concentração de sais na torre (BANDELA; KOLIYAR, 2012).

No ciclo de operação da torre de resfriamento, parte da água evapora, retirando o calor e concentrando a água de resfriamento do processo com sais, micro-organismo e impurezas diversas. Para que a torre opere continuamente por um período de tempo maior, algumas ações devem ser tomadas (LI *et al.*, 2011), e entre elas destacam-se:

- a) reposição contínua de água perdida para o ambiente (evaporação e arraste) com água de *make-up* (água tratada).
- b) purga de parte da água de resfriamento para diminuir a concentração dos componentes nela dissolvidos;
- c) tratamento contra corrosão e incrustações químicas e biológicas com agentes químicos apropriados.

A consideração primordial para a operação do sistema de resfriamento é a qualidade da água de *make-up*. Diferentes fontes, superficiais e subterrâneas, apresentam desafios diferentes. Recentemente, o reúso da água tornou-se popular em muitos sistemas refrigeração que estão sendo abastecidos por esse tipo de água recuperada de efluentes ou descarga de outros processos (FEMP, 2011).

A redução da utilização de produtos químicos em torres de arrefecimento pode ser conseguida com a remoção dos sais da água de recirculação, o que resulta em uma maior fração da água de recirculação em comparação com a água *make-up*, que pode ser evaporada antes que o valor limite da condutividade possa ser atingido. Por conseguinte, é necessário realizar purgas menos frequente e, portanto, menor a utilização de produtos químicos e da adição de água fresca a ser utilizada (VAN LIMPT; VAN DER WAL, 2014).

O carbono orgânico dissolvido (DOC) é frequentemente considerado como um fator para a incrustação nas torres, causando o entupimento dos poros e formação de gel nas paredes (LÖWENBERG *et al.*, 2015).

2.5 PROCESSOS FÍSICO-QUÍMICOS PARA TRATAMENTO DE ÁGUA

A água *in natura* possui partículas as quais só podem ser removidas por meio do emprego de um processo físico-químico, o qual permite que essa partícula se agregue a partículas maiores, por processo de coagulação e floculação, capazes de serem removidas por decantação, flotação e filtração.

Esses processos são utilizados tanto para o tratamento de águas quanto para o tratamento de efluentes líquidos, devido à eficiência e à facilidade na operação. Eles englobam a adição de produtos químicos, com a finalidade de remover impurezas que possam estar em suspensão ou dissolvidas em estado coloidal (DI BERNARDO; PAZ, 2008).

A coagulação pode ser definida como a aglutinação da fase dispersa de uma solução coloidal provocada pela adição de eletrólitos. Nela ocorre a transformação de impurezas que se encontram em estado coloidal, em suspensão pela adição de um agente coagulante (DI BERNARDO; PAZ, 2008).

Os produtos mais utilizados são o cloreto férrico, sulfato de alumínio e o cloreto de policloreto alumínio (PAC) (MATILAINEN; VEPSÄLÄINEN; SILLANPÄÄ, 2010).

Para Lee *et al.* (2009), o tipo e a dosagem do agente coagulante interfere na eficiência de remoção de partículas. Por sua vez, Leiknes (2009) evidencia que a coagulação seria mais apropriada para a remoção dos materiais suspensos ou em formas coloidais, visto que dificilmente esses materiais decantam ou levariam muito tempo para isso.

De acordo com Cassini (2008), o contato e o crescimento de sólidos agregados ocorrem sob agitação lenta por meio da adição de agentes coagulantes, os quais propiciam a formação de aglomerados maiores, aumentando a eficiência do processo que tem por base o mecanismo de transporte de partículas.

Flocos maiores são formados a partir da união de flocos menores até um tamanho no qual não ocorre mais o seu crescimento. Para atingir a estabilidade sem a desestruturação do floco, o gradiente de velocidade deve ser baixo, a fim de propiciar a aproximação e a aglomeração das partículas e dos flocos.

A sedimentação, também conhecida como clarificação ou decantação, ocorre devido à ação da gravidade. O processo de sedimentação promove a separação das fases líquida e sólida até se obter um fluido clarificado e um material sedimentado denominado de lodo ou lama (DI BERNARDO; PAZ, 2008).

No tratamento de água, a sedimentação ocorre depois dos processos de coagulação e floculação, e consiste em deixar em repouso a mistura contendo partículas aglutinadas em suspensão e dissolvidas, durante um determinado período de tempo e, com isso, as partículas suspensas apresentam movimento descendente no meio líquido por causa da ação gravitacional.

A unidade que promove a sedimentação em uma ETA é denominada de decantador, que pode ser convencional ou de alta taxa (DI BERNARDO; PAZ, 2008).

A filtração consiste na separação de sólidos presentes em um fluido que o carreia, fazendo-o passar por meio de um material poroso capaz de reter ou remover parte das impurezas. A principal função do filtro é a remoção de partículas que não foram retidas pelas unidades descritas anteriormente, normalmente partículas suspensas, coloidais e micro-organismos. O filtro necessita de limpeza periódica, de acordo com a quantidade e a qualidade da água filtrada (DI BERNARDO; PAZ, 2008).

A filtração pode ser considerada como um processo fundamental para a produção de água, de acordo com os padrões exigidos, seja para a potabilidade ou para o adimplemento contratual do consumo industrial e muitas vezes é a etapa final de remoção de impurezas de uma ETA.

Durante a última década houve uma maior exigência na qualidade da água tratada para consumo humano, favorecendo novas combinações para tratamento. Para atualizar ou melhorar os processos convencionais, os processos de separação por membranas (PSM), vêm sendo utilizados com ótimos resultados não só para tratamento de água potável, mas também para tratamento de água industrial e de reúso (STOQUART *et al.*, 2012).

2.6 PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANA

O cientista francês Abbé Nollet, em 1748, foi o pioneiro nos estudos com PSM. Ele realizou um experimento com uma bexiga de origem animal, a qual selava um recipiente com vinho e que foi mergulhado em água e, como o tecido era semipermeável, ele observou que a água migrara para o jarro com vinho. Mais de 100 anos depois, Fick formulou sua lei de difusão de uma membrana semipermeável, que ainda hoje é considerada fundamental para a compreensão de transporte de membrana. Nos últimos 50 anos, o desenvolvimento de membranas sintéticas resultou em uma variedade de tipos e aplicações. As membranas foram preparadas a partir de uma variedade de materiais orgânicos (polímero) e inorgânico (cerâmica), e têm sido usadas para diversas separações como: gás de gás; gás de

líquido; líquido de líquido; sólidos dissolvidos em líquidos; e sólidos de líquidos suspensos (KUCERA, 2013).

A membrana pode ser definida essencialmente como uma barreira, que separa duas fases e restringe transporte de vários produtos químicos de forma seletiva. Ela pode ser homogênea ou heterogênea, simétrica ou assimétrica na estrutura, sólida ou líquida; pode transportar uma carga positiva ou negativa, ou seja, neutra ou bipolar. O transporte através de uma membrana pode ser afetado por convecção ou por difusão de moléculas individuais, induzida por um campo elétrico, da concentração, da pressão ou do gradiente de temperatura. Sendo que a espessura da membrana pode variar de 10 micrómetros a algumas centenas de micrómetros (RAVANCHI; KAGHAZCHI; KARGARI, 2009).

Atualmente, o tratamento com o uso de membrana, em particular a OR, é uma das tecnologias mais utilizadas em sistemas de tratamento de efluentes, em virtude da consistente qualidade do permeado e taxa de recuperação consideravelmente alta (KOO; MOHAMMAD; SUJA, 2011).

A separação baseada no processo de filtração se define primeiramente, na diferença de tamanhos. Convencionalmente, a filtração refere-se à separação de partículas sólidas de correntes líquidas ou gasosas. A filtração por membranas estende essa aplicação à separação de solutos dissolvidos em correntes líquidas e à separação de misturas gasosas (KUCERA, 2013).

Pode-se considerar uma membrana como uma barreira a qual separa duas fases e que seletivamente transfere massa entre essas fases. Pôde-se estabelecer que a membrana é capaz de transportar determinados componentes mais eficientemente, retendo outros que fazem parte da mistura de alimentação. É, portanto, uma barreira permeável e seletiva e uma interface entre duas fases (BAKER, 2004).

O processo de separação por membranas é caracterizado pelo fato de a corrente de alimentação ser dividida em duas: a de concentrado e a de permeado, o que implica que ou a corrente de concentrado ou a de permeado será o resultado da separação (produto). As partículas e os solutos retidos na superfície da membrana são continuamente removidos no concentrado, que flui tangencialmente ao longo da superfície da membrana, denominado de fluxo cruzado (BELFORT, 2012).

Comparados com os processos de separação clássicos, os processos de separação com membranas têm se destacado como alternativas bastante

promissoras, uma vez que oferecem diversas vantagens (RAVANCHI; KAGHAZCHI; KARGARI, 2009), tais como:

- a) o processo de separação ocorre sem mudança de fase;
- b) requerem a utilização de materiais relativamente simples e não nocivos;
- c) a recuperação de componente de um fluxo principal pode ser feita sem substanciais custos adicionais de energia;
- d) em comparação com as técnicas convencionais de separação, os processos com membranas são simples e podem ser de fácil operação e baixo custo de manutenção;
- e) os módulos podem ser adicionados e otimizados em um desenho do processo para alcançar a separação desejada;
- f) seus sistemas têm um baixo custo de capital, tamanho compacto, configuração modular e baixo consumo de energia específica, o que reduz o custo;
- g) é um processo limpo e requer filtração simples e barata;
- h) o processo é contínuo e as membranas não requerem a regeneração, ao contrário da adsorção ou dos processos de absorção, que requerem um passo de regeneração que conduz à utilização de dois leitos sólidos ou uma unidade de regeneração solvente.

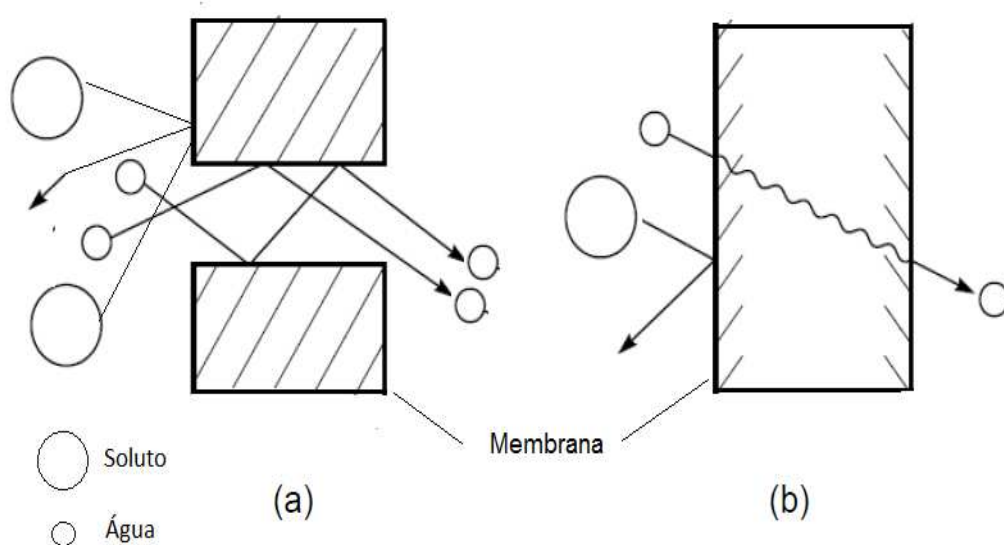


FIGURA 2 - ESQUEMA DO TRANSPORTE DO PERMEADO
 FONTE: ADAPTADO DE HABERT, BORGES E NOBREGA (2006)
 NOTA: (a) POR FILTRAÇÃO POR MEMBRANAS POROSAS, CONVECÇÃO E (b) SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS DENSAS NO MECANISMO DE DIFUSÃO.

Para que o transporte de uma espécie ocorra por meio de uma membrana, é necessária a existência de uma força motriz agindo sobre a mesma. Em função da morfologia da membrana e do tipo de força motriz empregada, o transporte das diferentes espécies através da membrana pode ocorrer tanto pelo mecanismo de convecção, onde o permeado é transportado por poros estreitos da membrana. Também pode ocorrer pelo mecanismo de difusão, onde o permeado se dissolve no material da membrana e se difunde através dela (HABERT; BORGES; NOBREGA, 2006). Os mecanismos são apresentados na FIGURA 2.

Para descrever o processo de transporte das membranas, o primeiro modelo é baseado na Lei de Darcy (EQUAÇÃO 1), e o segundo, na Lei de Fick (EQUAÇÃO 4).

$$J_i = K' c_i \frac{dP}{dx} \quad (1)$$

Onde dP/dx é o gradiente de pressão existente em um poro, c_i é a concentração do componente c_i e k' o coeficiente que representa a natureza do meio.

$$J_i = -D_i \frac{dc_i}{dx} \quad (2)$$

Onde J_i é o fluxo do componente i e dc_i/dx é o gradiente de concentração do componente. O termo D_i é o coeficiente de difusão (cm^2/s), medida de mobilidade individual das moléculas. O sinal negativo indica que a difusão diminui com o gradiente de concentração.

No modelo descrito pela Lei de Darcy, existem poros relativamente grandes e fixos, que não apresentam variações de posição ou volume, ao passo que no modelo descrito pela Lei de Fick, as moléculas se difundem pelos poros discretos formados nos espaços entre as cadeias poliméricas durante movimentações térmicas. A transição entre um modelo e outro está na faixa de 5 – 10 Å de diâmetro (BAKER, 2004).

Os PSM estão ilustrados na FIGURA 3. Incluem a microfiltração (MF) que é capaz de reter componentes de até 1.000 Å, a ultrafiltração (UF) a qual pode restringir células de hemoglobina, embora não retenha moléculas de sacarose, a nanofiltração (NF) que pode reter vírus e até sais bivalentes, a osmose reversa (OR), que é mais seletiva e deixa passar água e retém íons como os de sódio.



FIGURA 3 - ESQUEMA DOS PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS
FONTE: ADAPTADO DE METCALF; EDDY (2007)

Já a eletrodialise (ED) é uma variante do processo de filtração onde se utiliza campo elétrico.

Observa-se na FIGURA 3, que conforme reduz o tamanho da partícula, ocorre uma pressão de trabalho maior e também uma retenção maior de materiais com o peso molecular menor.

Os processos de PSM também podem ser classificados devido: (1) à natureza da força motriz, (2) ao tipo de material de que a membrana é feita, (3) ao mecanismo de separação, e (4) ao tamanho nominal com que se queira atingir a separação dos compostos (METCALF; EDDY, 2007).

Os processos de separações por MF, UF, NF e OR utilizam a pressão como força motriz, enquanto na eletrodialise a força eletromotriz é elétrica e gera uma diferença de potencial elétrico nas membranas catiônicas e aniônicas. O processo de transporte de constituintes ocorre através de uma membrana semipermeável

onde a força motriz resultante é a diferença de concentração. A passagem de íons e substâncias de baixos pesos moleculares ocorre ao mesmo tempo em que ocorre a rejeição de solutos e coloides com altos pesos moleculares (METCALF; EDDY, 2007).

Existem algumas outras operações de separação por membranas que ainda possuem pouca utilização, que são chamadas de operações por permeação, tais como: a permeação gasosa, a difusão gasosa, a pervaporação, membrana para arraste ou *stripping* e a destilação por membranas (GREENLEE *et al.*, 2009).

O QUADRO 1 apresenta as principais características dos processos de PSM, por exemplo, a pressão de operação decresce à medida que a abertura da membrana aumenta, e a osmose reversa apresenta as maiores pressões de trabalho, portanto, com o consumo maior de energia por volume de água tratada (METCALF; EDDY, 2007).

Os processos de nanofiltração e de osmose reversa são as formas mais eficientes de separação por membranas. No entanto, para essas duas modalidades de tratamento, sendo necessário que o efluente de entrada possua uma alta qualidade, pois a membrana da unidade de filtração pode ser contaminada por material coloidal e outros constituintes em excesso, danificando-a ou inutilizando-a (KANG; CAO, 2012).

Tecnologia de membrana	Faixa típica de operação, μm	Pressão de operação, kPa	Taxa de fluxo, $\text{L/m}^2.\text{d}$	Particularidades da membrana	
				Tipo	Configuração
Microfiltração	0,08 – 2,0	7 – 100 (usual: 100)	405-1600	Polipropileno, acrilonitrile, nylon e politetrafluoretileno	Enrolada em espiral, fibra oca e placa plana.
Ultrafiltração	0,005 – 0,2	70 – 700 (usual: 525)	405 - 815	Acetato de celulose e poliamida aromática	Enrolada em espiral, fibra oca e placa plana.
Nanofiltração	0,001 – 0,01	500 – 1000 (usual: 875)	200 - 815	Acetato de celulose e poliamida aromática	Enrolada em espiral e fibra oca.
Osmose reversa	0,0001 – 0,001	850 – 7000 (usual: 2800)	320 - 490	Acetato de celulose e poliamida aromática	Enrolada em espiral, fibra oca e composto de filme fino.

QUADRO 1 - CARACTERÍSTICAS TÍPICAS DAS TECNOLOGIAS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS
FONTE: ADAPTADO DE METCALF; EDDY(2007)

2.6.1 Osmose reserva

O fenômeno osmótico tem caráter físico-químico natural quando dois líquidos com diferentes concentrações de sais em solução são separados por uma membrana semipermeável e, naturalmente, o solvente da solução mais diluída passa pela membrana em direção da concentração mais concentrada. O processo continua até alcançar um ponto de equilíbrio, no qual a coluna da solução mais concentrada estará acima da mais diluída, e essa diferença de altura entre as colunas se denomina pressão osmótica (GOUVÊA *et al.*, 2012).

O fenômeno da osmose reversa ocorre quando a água passa de meio mais concentrado para meio mais diluído, ou seja, realizado um caminho inverso àquele imposto pela pressão osmótica, conforme ilustra FIGURA 4.

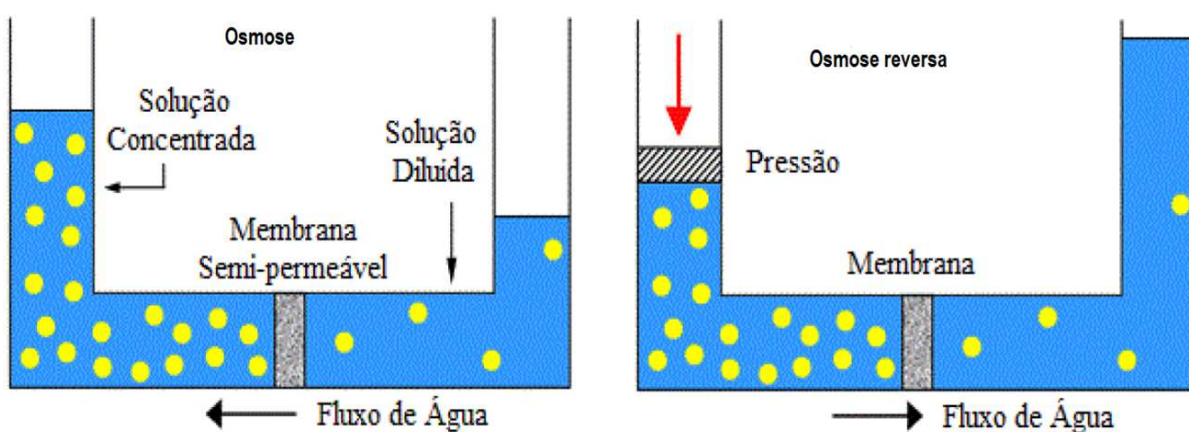


FIGURA 4 - PRINCÍPIO DA OSMOSE REVERSA
FONTE: ADAPTADO DE GOUVÊA *et al.*(2012)

A osmose reversa baseia-se na propriedade de certos polímeros chamados de semipermeabilidade. Enquanto esses polímeros são muito permeáveis para a água, a sua permeabilidade para substâncias dissolvidas é baixa. Ao aplicar uma diferença de pressão através da membrana, a água contida na solução é forçada a penetrar nela. A fim de ultrapassar o lado de alimentação, essa pressão osmótica é bastante elevada, sendo necessário o uso da pressão externa. Na água do mar cuja a pressão de dessalinização comumente varia 5-10 kgf/cm². Para a purificação de água salobra, a pressão é inferior devido à sua menor pressão osmótica, causada por uma menor salinidade da água de alimentação (FRITZMANN *et al.*, 2007).

Os processos de tratamento por osmose reversa são empregados desde a metade do século XX, principalmente para potabilização da água do mar devido a Segunda Guerra Mundial. O tratamento de água por OR é bastante simples e de custo operacional acessível, às vezes necessitando apenas de uma bomba pressurizadora e que o sistema seja alimentado com água de qualidade, caso contrario haverá rápida obstrução da membrana filtrante (GOUVÊA *et al.*,2012).

Uma das principais características dos processos de separação com membranas, inclusive a OR, é que elas podem ser operadas em fluxo cruzado *cross flow filtration*, conforme ilustra FIGURA 5. Já no processo clássico (*dead end filtration*), uma solução ou suspensão de interesse é submetida à pressão contra a membrana e o permeado atravessa a membrana. Os solutos ou os materiais em suspensão são retidos, acumulando-se na interface membrana/solução e, do mesmo modo que na filtração clássica, há formação de um depósito. Nessa forma de operação, ocorre um fenômeno chamado de polarização de concentração e, uma vez que há polarização, a concentração do soluto próximo à membrana aumenta com o tempo, tornando o modo de operação fundamentalmente transiente.

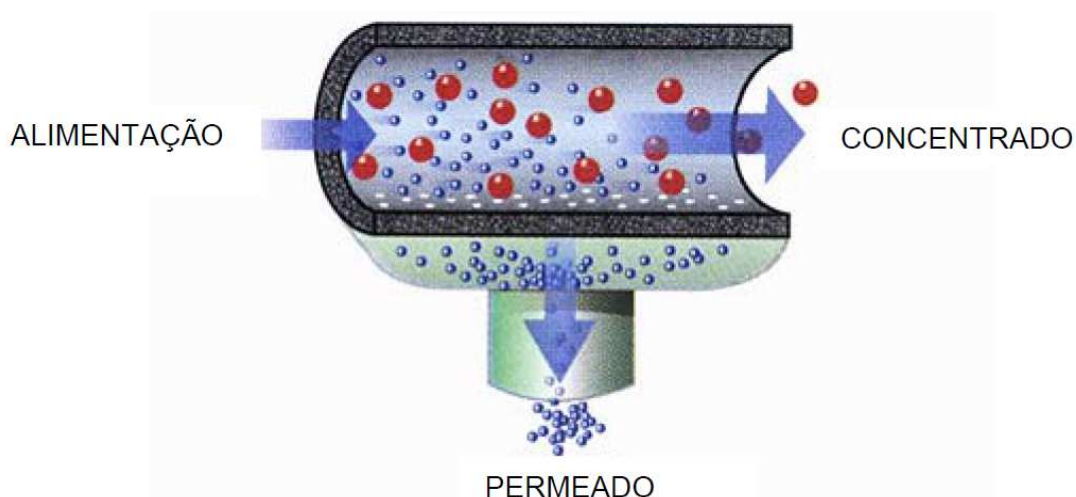


FIGURA 5 - ESQUEMA DO FUNCIONAMENTO DE UMA MEMBRANA DE OSMOSE OPERANDO COM FLUXO TIPO *CROSS-FLOW*
 FONTE: ADAPTADO DE HAI, YAMAMOTO e LEE (2013)

No processo em fluxo cruzado *cross flow filtration* (FIGURA 5), a solução escoia paralelamente à superfície da membrana, enquanto o permeado é transportado transversalmente à ela. Assim, é possível operar o sistema em condições de regime de transferência de massa, onde somente uma pequena fração

do fluido que escoar sobre a membrana passa através dela. Mantendo-se a velocidade do fluxo por entre membrana, a polarização de concentração do material retido sobre ela se torna contínua. Essa é a principal vantagem sobre o processo *dead end filtration*, pois, alterando-se a hidrodinâmica do escoamento da corrente de alimentação, o escoamento paralelo tende a limpar a membrana, reduzindo a tendência de formação de depósito nas suas superfícies (HAI; YAMAMOTO; LEE, 2013).

A escolha do tipo de membrana a ser utilizado depende de uma série de fatores, tais como características do efluente a ser tratado, dos parâmetros a serem considerados e seus respectivos limites a serem atingidos para atendimento à legislação, avaliação do espaço disponível, forma de limpeza, configuração do sistema, deterioração da membrana. Para a otimização de um sistema de membranas, incluindo a sua configuração, os parâmetros de operação, tais como: fluxo operacional, recuperação e retrolavagem, há necessidade da realização de testes em escala piloto no local da aplicação. Geralmente estudos de laboratório podem ser usados para obter parâmetros sobre a formação de incrustação, mecanismos de transporte, e as estratégias de limpeza, mas eles não representam de nem de perto sistemas de tratamento de escala real. Em contraste, estudos de tratabilidade em escala piloto podem fornecer estas informações para desenvolver tecnologias à escala real (KURT et al., 2012).

Em geral, dois tipos de membranas para OR são utilizadas para tratamento de água na industrial: (i) composto de película fina de poliamida (PA-TFC) e (ii) assimétrica de acetato de celulose ou triacetato (CTA) (DUAN et al., 2014).

O mercado de membranas RO é dominado por compósito de película fina de poliamida, e a membrana consiste de três camadas: uma camada de poliéster atua como suporte estrutural (120-150 μm de espessura), uma camada microporosa intercalada (cerca de 40 μm) e uma camada de barreira de ultrafina sobre a superfície superior (0,2 μm). A camada de apoio de poliéster não pode fornecer suporte direto para a camada de barreira, porque é muito irregular e porosa. Portanto, entre a camada de barreira e a de suporte, há uma camada intermédia microporosa de polisulfona que é adicionada para suportar a compressão à pressão elevada. A espessura da barreira é reduzida para minimizar a resistência ao permeado (LEE; ARNOT; MATTIA, 2011).

As membranas de poliamida aromática apresentam maiores vantagens em relação às membranas de acetato de celulose, tais como: taxas de rejeição superiores, taxas de rejeição de moléculas orgânicas superiores, elevada taxa de rejeição de sílica (ANADÃO, 2010).

2.6.2 Estrutura das membranas

As membranas apresentam uma variada gama de estrutura, contudo na indústria e no tratamento de água são mais utilizadas as de fibra oca e as espiraladas — esses dois arranjos permitem uma otimização do processo e melhor qualidade do efluente final (HAI; YAMAMOTO; LEE, 2013).

As membranas de fibra oca consistem em fibras extrusadas com uma pequena parte oca, ilustrada na FIGURA 6. A filtração ocorre da parte interna da fibra para a parte externa ou da parte externa da fibra para a parte interna, neste caso, otimizando o ciclo de retrolavagem. Embora sejam mais resilientes às pequenas partículas do que as espirais, as de fibras ocas também necessitarão de pré-tratamento quando as partículas maiores estiverem presentes na água de alimentação. A maior parte das membranas de fibra oca não pode ser usada em pressões acima de 0,2 Mpa, pois pressões mais elevadas podem romper a membrana ou a quebra desses fios finos (GLATER, 1998).



FIGURA 6 - MEMBRANA DE FIBRA OCA
FONTE: NITTO (2015)

As membranas espiraladas possuem formato que lembra um rolo espiralado com um filtro bem apertado interposto entre os espaçadores de malha e envolto em um tubo de diâmetro pequeno. Por causa da alta densidade de acondicionamento, a área de superfície é maior que em unidade de fibra oca. Se na água a ser filtrada existirem sólidos suspensos, as membranas espiraladas necessitam de pré-filtração para evitar a colmatação, bloqueios e entupimentos. Esse tipo de membrana pode ser visualizado na FIGURA 7, e é normalmente utilizada para nanofiltração, filtração e osmose reversa (METCALF; EDDY, 2007; MOLINA; CASAÑAS, 2010).

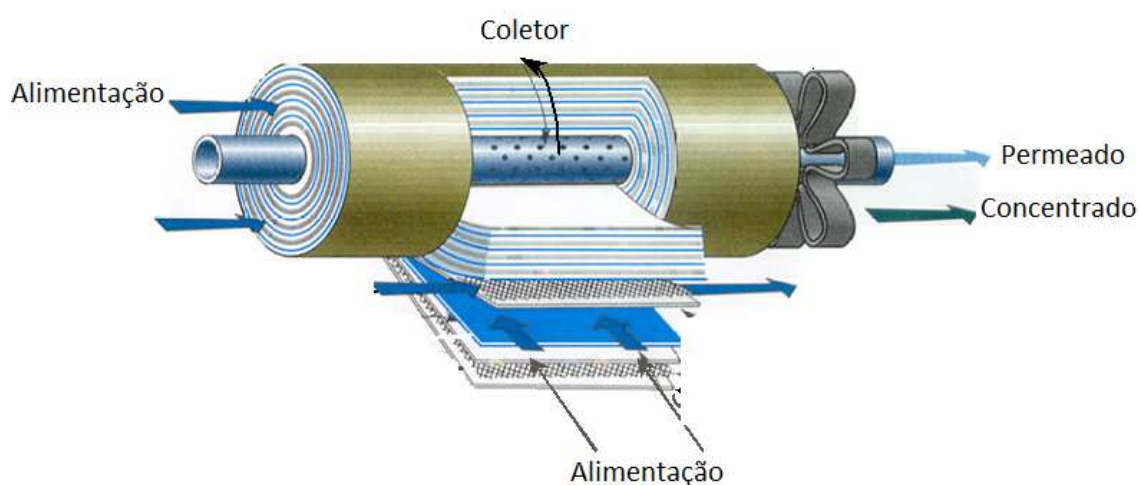


FIGURA 7 - MEMBRANA ESPIRALADA
FONTE: NITTO (2015)

A configuração do módulo das membranas enrolada em espiral é a mais extensivamente usado no projeto em OR para dessalinização. Essa configuração oferece uma alta área específica de superfície de membrana, operação fácil, intermutabilidade, baixos custos de substituição e, mais, é a configuração do módulo mais baixo custo para produzir a partir de TFC (LEE; ARNOT; MATTIA, 2011).

Quando se utiliza membranas enroladas em espiral deve-se ter um cuidado maior com a qualidade da água de alimentação da membrana, pois para ter uma área maior de filtração o espaçador entre camadas da membrana a onde é introduzida a água de alimentação é muito pequeno. Então a utilização de uma água de alimentação onde possa haver a tendência de colmatação, seja de origem orgânica ou inorgânica, haverá a perda de vazão no permeado. Também há dificuldade na limpeza devido a tamanho diminuto do espaçador (SHI; TAL; HANKINS, 2014).

2.7 UTILIZAÇÃO DA OSMOSE REVERSA

A utilização da OR tem sido considerada uma tecnologia promissora para reciclo e reuso de efluentes, dessalinização, em particular na remoção de íons e compostos orgânicos, além de possuir grande eficiência. Fornece uma água de excelente qualidade tanto para indústria, irrigação, recarga de aquíferos e como para consumo humano (CRISTÓVÃO *et al.*, 2015).

O papel da Osmose Reversa foi fundamental para o tratamento da água extraída do mar e das águas salobras, além disso, foi desenvolvido em conjunto pós-tratamento de efluentes provenientes de estações de tratamento de efluentes sanitários visando o reúso e a recarga de aquíferos (MOLINA & CASANÃS, 2010).

Alturki *et al.* (2010) fizeram um estudo comparativo cujo objetivo era demonstrar que tratamentos complementares ao biorreator remover contaminantes orgânicos, micro poluentes, e assim o efluente tratado teria potencial para o reúso indireto. Ao esgoto sintético foi adicionados 40 micro poluentes em quantidades superiores aos limites de detecção de cada método. Para realizar a avaliação, foram comparadas quatro membranas distintas. O experimento foi realizado em escala de bancada com um tanque de 9 L para o MBR e duração de 25 horas de operação para os conjuntos de membranas. Os autores concluíram que para se escolher a membrana (tanto no tamanho quanto na rugosidade) com melhor eficiência, depende do objetivo do pós-tratamento, se visa a remoção de matéria orgânica, micro poluentes, redução de sais e outros.

Em seu estudo, Tu *et al.* (2013), a pressão utilizada na membrana foi linearmente proporcional ao fluxo e inversamente proporcional ao pH da água de alimentação em seu estudo utilizando uma água salobra previamente preparada. Na condução do experimento foram utilizadas membranas tipo ESPA 2 da Nitto Denko.

Fujioka *et al.* (2013), utilizaram em seu estudo uma membrana tipo ESPA 2 para remoção de substâncias orgânicas da água de recuperação de uma torre de resfriamento onde foi averiguado um fluxo de 20L/m².h e onde variou-se a pressão de alimentação para manter este fluxo. Salienta que a água de alimentação era composta com teor de cloreto de 177 mg/L e condutividade de 700 µmS. Após 70 horas de filtração houve uma queda no fluxo normalizado de 30%. Este fato foi atribuído a formação de *fouling* provocado pela presença de alginatos e ácidos

húmicos. Com formação de material depositado na membrana de 4 µm. A eficiência de membrana foi de 82 % na remoção de cloreto.

Ioannou *et al.* (2013) investigaram a eficiência de um sistema de OR para tratamento de efluentes de uma vinícola, com elevada carga orgânica. A remoção da DQO atingiu 97%, resultando em permeado com nível de DQO menor que 150 mg/L. Além disso, removeu outras espécies presentes no efluente, como nitrogênio e fósforo, e reduziu a condutividade elétrica em 94%, demonstrando a alta eficiência no tratamento deste tipo de efluente.

Bunani *et al.* (2015) utilizaram em seu estudo efluente secundário de estação municipal de tratamento de esgoto, para alimentação de sistema de OR, com concentração de cloretos de média 2005 mg/L e de TOC de 12 mg/L. Foi verificado que houve uma rejeição de 95,2% quando aplicada uma pressão de 10 bar e de 98,3% quando se aplicou uma pressão de 20 bar. Sendo permeado na última condição teve qualidade aceitável para utilização como água de reúso industrial.

Farias *et al.* (2013) estudaram o efeito do tempo de retenção de sólidos proveniente de efluente doméstico tratado em um reator biológico de membranas (MBR) seguido de osmose reversa (OR). A utilização da OR era a produção de água de reúso, o estudo foi realizado em escala de bancada. O MBR era alimentado com efluente doméstico proveniente do decantador primário da Estação de Tratamento de Efluentes (ETE) municipal. O estudo avaliou o desempenho desse conjunto de membranas no tocante ao tempo de detenção para 2, 10 e 20 dias. Como resultados foram obtidos valores que comprovam a eficiência do sistema de membranas, mas mais importante foi a qualidade do efluente final para reúso não potável, incluindo água de lavagem, torres, e outros.

Liu *et al.* (2011) realizaram estudos tendo como água de alimentação para membranas de nanofiltração e osmose reversa proveniente de estação de tratamento de águas residuárias (ETAR) de uma indústria têxtil. O efluente tratado, alimentação, foi caracterizado em termos dos parâmetros: condutividade; pH; demanda química de oxigênio (DQO); demanda bioquímica de oxigênio (DBO); cor e dureza total. As membranas utilizadas foram NF90 e BW30 de nanofiltração e osmose reversa respectivamente. Inicialmente os autores realizaram o teste de capacidade de filtração e permeabilidade adicionando cloreto de sódio e com essa adição foi possível medir a rejeição de sal em um condutivímetro. A perda da

capacidade de filtração e a consequente redução da mesma no decorrer do período de operação das membranas apresentou comportamento típico do PSM. Como consequência verificou-se que as membranas testadas eram apropriadas para o uso empregado, pois removeram a cor e reduziram a DBO e DQO.

Motta *et al.* (2013), avaliou membranas de nanofiltração e osmose reversa para água de reúso num campo de produção de petróleo – plataforma. O conjunto avaliado, pré-tratamento, era composto de separador água e óleo, filtros de areia, trocador iônico e filtro de cartucho. O teste foi realizado com duas faixas de pH, 7 e 9,5. Os resultados obtidos na avaliação indicam o potencial da água para o reúso industrial, o reúso para irrigação, agricultura não foi recomendado, devido à possibilidade de haver elementos tóxicos presentes nas amostras. O desempenho das membranas de filtração foi superior ao esperado, pois foram removidos íons e sais trivalentes e bivalentes, o que dificultaria o reúso na agricultura sem a adição destes.

No estado de São Paulo, Brasil, onde há uma crescente demanda por água de alta qualidade para os processos industriais, foi implementado um projeto de reúso com a utilização de OR. O empreendimento chamado de Aquapolo é uma estação tratamento de água de reúso, localizado no município de São Paulo, que fornece 650 litros por segundo de água industrial para o polo petroquímico da região do ABC. O empreendimento utiliza-se reatores com membranas (MBR), para tratar o efluente secundário da estação de tratamento de esgoto do ABC. Após este tratamento a água passa por um segundo estágio através de membranas de osmose reversa, atingindo assim a qualidade necessária para seu uso na indústria (RONCONI *et al.*, 2012).

Nos estudos realizados por Greenlee *et al.* (2009) a taxa de recuperação para águas salobras varia de 65 a 90% dependendo da qualidade e composição da água de alimentação, quando a salinidade aumenta, a taxa de recuperação diminui para cerca de 50%. Para água doce, a taxa de recuperação pode ser superior a 99%.

2.8 PARÂMETROS DE AVALIAÇÃO DA MEMBRANA DE OR

A eficiência do processo depende de parâmetros operacionais, das características da membrana e da água de alimentação e outros vários fatores

influenciam na vida útil das membranas as quais podem ser determinadas por análise físico-química ou em realização de testes específicos.

Dentre os testes aplicáveis às membranas, pode-se citar o índice de densidade de sedimentos (*silt density index* – SDI), o índice de saturação de Langelier (LSI) e, por fim, o índice de estabilidade Stiff & Davis (SDSI) (CASANÃS *et al.*, 2005; SILVA *et al.*, 2009).

No SDI é considerado o tempo gasto para que um determinado volume de água atravesse uma membrana com poro padrão conhecida. Durante o processo de filtração pode ocorrer a deposição de sedimentos da água na membrana, colmatação (KUCERA, 2013).

De acordo com Ju e Hong (2014), o teste do SDI ocorre por filtração frontal e não reproduz com precisão as condições e o acúmulo de sedimentos nas membranas. Os autores enfatizam a importância da realização do teste para projetos com sistemas de membranas, em especial para sistemas de osmose reversa e nanofiltração. Ainda em conformidade com os autores, águas com alto índice de SDI precisam de pré-tratamento para a posterior filtração com membranas.

O índice de densidade de sedimentos (SDI) mede a presença de compostos orgânicos, sílica (areia), sais de sulfatos e outros incrustantes e expressa a necessidade ou não de pré-tratamento da água de alimentação antes do PSM ou pode até mesmo não recomendar o uso dessa tecnologia para a água de alimentação em questão, sendo seus valores aplicações visto no QUADRO 2.

Valor do SDI	Recomendação quanto à aplicação da tecnologia PSM OR
SDI<1	OR pode operar por muitos anos com pouca ou sem a ocorrência de colmatação.
SDI <3	OR é indicada, a limpeza química pode ser necessária após meses de operação, considerado por alguns autores o valor ideal de SDI.
3<SDI<4	Os sistemas de OR podem apresentar problemas moderados de incrustações.
SDI >5	OR não é indicada, sendo essencial pré-tratamento da água de alimentação. Se o sistema for utilizado sem o pré-tratamento o sistema poderá sofrer graves problemas
SDI = 6,67	Valor Maximo de SDI

QUADRO 2 - VALORES DE SDI E APLICAÇÕES
FONTE: CASANÃS *et al.* (2005)

No sistema de OR, a força motriz para a permeação de água é representada pela diferença entre a pressão hidráulica disponível do lado da alimentação e a

pressão osmótica local (pressão transmembrana). O fluxo do permeado obtido ao longo da membrana varia com a área dela e é diretamente proporcional à diferença entre a pressão aplicada (HOEK *et al.*, 2008).

A permeabilidade hidráulica é definida como fluxo que permeia a membrana em virtude da diferença de pressão através desta e pela espessura da membrana. Esse parâmetro pode ser obtido a partir do fluxo médio em diferentes pressões, e o fluxo através da membrana é diretamente proporcional à pressão aplicada, conforme a equação 3:

$$J = L_p \cdot (\Delta P / \Delta e) \quad (3)$$

Onde:

J é fluxo através da membrana ($L/(m^2 \cdot h)$);

ΔP é a diferença de pressão transmembrana (kgf/m^2);

L_p é a permeabilidade hidráulica $L/(m^2 \cdot h \cdot (kgf/cm^2))$;

Δe é a espessura da membrana (m).

Sendo assim, pode ser obtida por meio do coeficiente angular de um gráfico de fluxo do permeado pela pressão de operação.

A capacidade OR de retirar o soluto da solução é chamada de seletividade da membrana e é expressa em termos de retenção ou rejeição do soluto pela membrana, e dada pela equação 4 (LÖWENBERG *et al.*, 2015):

$$R = C_f - C_p / C_f \cdot 100 \quad (4)$$

Onde R é percentagem de rejeição do soluto pela membrana, C_f é concentração de soluto na alimentação e C_p é a concentração do soluto no permeado e é expresso em %.

A taxa de recuperação da membrana Y é a razão entre o fluxo de permeado J_f e fluxo de água de alimentação J_w , é expresso em $L/m^2 \cdot h$, conforme equação 5 abaixo:

$$Y = J_f / J_w \cdot 100 \quad (5)$$

2.9 INCRUSTAÇÕES NAS MEMBRANAS

As incrustações (*fouling*) nas membranas são um grande problema encontrado nos processos de filtração por membrana e também o fator mais importante para determinar a sua aplicação prática no tratamento de água, de águas residuais, na dessalinização em termos de tecnológicos e econômicos (NGUYEN *et al.*, 2012).

Processos de PSM estão propensos a perder permeabilidade por causa do acúmulo de impurezas, (físicas, químicas e de bio-substâncias) em cima ou dentro da matriz da membrana. É nomeado incrustações na membrana todo e qualquer depósito que bloqueia. A possível explicação é que a camada de incrustação ou *foulant* não altera ou destrói as propriedades da membrana (GAO *et al.*, 2011).

Normalmente as incrustações podem ser classificadas em quatro categorias (GAO *et al.*, 2011):

- a) **Partículas:** partículas orgânicas ou inorgânicas que podem atuar como incrustações e que podem bloquear fisicamente a superfície da membrana ou bloquear os poros, impedindo o transporte do permeado.
- b) **Orgânico:** componentes e coloides dissolvidos (por exemplo, ácidos húmicos e fúlvicos, materiais hidrofílicos e hidrofóbicos e proteínas) que se ligam à membrana pela adsorção;
- c) **Inorgânicos:** íons dissolvidos (por exemplo, ferro, manganês e sílica) que tendem a precipitar-se na superfície da membrana, devido à alteração do pH (escamação) ou pela oxidação (por exemplo, ferro ou manganês óxidos), resíduos coagulante e floculante,
- d) **Micro-organismos:** a categoria a qual engloba as algas, bactérias, plânctons, que podem aderir às membranas, causando a incrustação biológica (formação de biofilme ou *biofouling*).

De acordo com Qureshi *et al.* (2013), as incrustações ocorridas no interior da membrana provocam a redução da qualidade e da vazão de permeado. Em razão dos altos custos de energia e de substituição da membrana, muitas vezes faz-se necessário o tratamento da causa do problema, isto é, um pré-tratamento de acordo com a combinação e composição dos elementos de cada água de alimentação. A

qualidade da água de alimentação pode causar redução no desempenho das membranas filtrantes, tanto em água salina, salobra ou doce.

Em uma planta pode ocorrer mais de uma categoria de *fouling*, dependendo da qualidade da água a ser tratada. A colmatção, que inclui a formação da matéria orgânica, da matéria biológica e das partículas coloidais pode ser evitada com o uso de pré-tratamento que deverá remover o material o qual seria colmatado (QURESHI *et al.*, 2013).

Para minimizar a incrustação orgânica em membranas de osmose reversa utilizadas no tratamento de águas salinas normalmente são utilizados pré-tratamentos, que podem ser filtros de areia de uma ou de duas camadas para a remoção dos sólidos suspensos (LEE *et al.*, 2010).

A incrustação da membrana pode ser classificada como incrustação reversível e irreversível. Incrustações reversíveis ocorrem devido à formação da camada de polarização por causa da concentração de materiais com a rejeição da superfície da membrana.

Membrana com incrustações reversíveis pode ser recuperada apenas com o uso da retrolavagem ou lavagem hidrodinâmica (lavagem da superfície), enquanto a fixação reversível não pode ser removida com a retrolavagem — só pode ser removida por limpeza química. Incrustação irreversível ocorre por mecanismos de quimissorção e por entupimento. Em caso de entupimento irreversível, a perda da pressão da transmembrana de fluxo não pode ser recuperada hidrodinâmica ou quimicamente. Isso significa que as membranas devem passar por ampla limpeza química ou serem substituídas (GAO *et al.*, 2011).

Águas *in natura* contêm uma ampla distribuição de partículas dissolvidas, compostos orgânicos, coloides, sais solúveis e crescimento de material biológico que pode causar incrustação na membrana. Os compostos comumente presentes na água de alimentação e com uma baixa solubilidade são o carbonato de cálcio (CaCO_3), o sulfato de bário (BaSO_4), sílica (SiO_2) e fosfato de cálcio (CaSO_4) (GUO; NGO; LI, 2012).

Os cátions tais como: cálcio, magnésio, carbonato, sulfato, sílica e ferro e os ânions OH^- , F^- , CO_2 , SO_2 , ortofosfato, e ácidos silícicos são as principais substâncias inorgânicas que causam o entupimento da membrana (GUO; NGO; L, 2012).

O tipo de coagulante é um fator significativo e influencia a formação de *fouling* nos PSM. Para Kim e Cohen (2014), os quais conduziram seus estudos com

uma membrana de ultrafiltração a uma pressão constante, constataram que o cloreto de alumínio e o policloreto de alumínio podem aumentar a remoção de compostos orgânicos e trazer uma considerável redução de incrustações de membrana, o que não é observado para os aluminatos de sódio.

Estudos que analisaram a incrustação nas membranas demonstraram que mesmo concentrações baixas de fosfato (menor 0,3 mg P/L) na água de alimentação são determinantes para o aumento da pressão na alimentação da OR e para acúmulo de biomassa. Portanto, ácidos ou antiincrustantes livres de fosfato podem ser uma abordagem viável para controlar a incrustação biológica (KIM; COHEN, 2014).

Segundo Pessoa *et al.* (2014), que estudaram a utilização de uma membrana de osmose reversa para a produção de água industrial, em uma indústria têxtil, a limpeza química nas membranas aumentou a quantidade de permeado disponível para o processo. Essa quantidade era reduzida com o decorrer do uso do equipamento, devido à colmatção causada por agentes biológicos e físicos. Após a realização da limpeza química, a quantidade de permeado era superior àquela existente antes desse procedimento, mantidas as mesmas condições de trabalho.

No estudo realizado por Karkhanechi, Takagi e Matsuyama (2014), foram testadas duas membranas de osmose reversa idênticas, do fornecedor Nitto Denko, modelo ESPA 2, embora uma membrana tenha sido modificada quimicamente. O objetivo do estudo comparativo era verificar se a membrana modificada possuía maior resistência à criação de biofilme na superfície externa, tendo este um papel semelhante ao tratamento com o uso de anti-incrustantes, que podem ser adicionados para evitar a proliferação do filme biológico. Logo, foi possível concluir que houve uma redução na quantidade e tamanho do material biológico na superfície da membrana quando comparada com a membrana sem modificação.

A fim de minimizar a incrustação orgânica em membranas de osmose reversa usadas para o tratamento de águas salinas, normalmente são utilizados pré-tratamentos que podem ser filtros de areia de uma ou de duas camadas para a remoção dos sólidos suspensos. A velocidade de filtração no filtro de fibras é cerca de 10 vezes maior que a do filtro de areia ou o de dupla camada (LEE *et al.*, 2010).

2.9.1 Polarização por concentração e incrustações

A polarização de concentração é um fenômeno inerente aos diversos processos de filtração. Ela está vinculada, ao mesmo tempo, às alterações observáveis na operação de membranas, denominadas de maneira genérica incrustação. Sua manifestação depende das características fluidodinâmicas do escoamento tangencial e axial. O escoamento turbulento é utilizado para provocar uma redução da zona de polarização arrastando uma parte significativa dos solutos acumulados, aumentando assim a vazão do permeado (QURESHI *et al.*, 2013).

Processos envolvendo separação por membranas devem garantir alto fluxo permeado e alta rejeição de soluto com mínimos custos operacionais. Desta forma, é desejável que o tempo de vida útil das membranas seja o maior possível, e este é diretamente afetado pelos fenômenos de polarização por concentração e incrustações.

À medida que o processo ocorre, o solvente permeia através da membrana enquanto o soluto fica retido. Após um determinado tempo ocorre um acúmulo de solutos próximo à superfície da membrana, fenômeno chamado de polarização por concentração. Durante o período inicial de operação, dentro de um ciclo, a polarização por concentração é um dos principais responsáveis pelo declínio do fluxo permeado (HENTHORNE; BOYSEN, 2015).

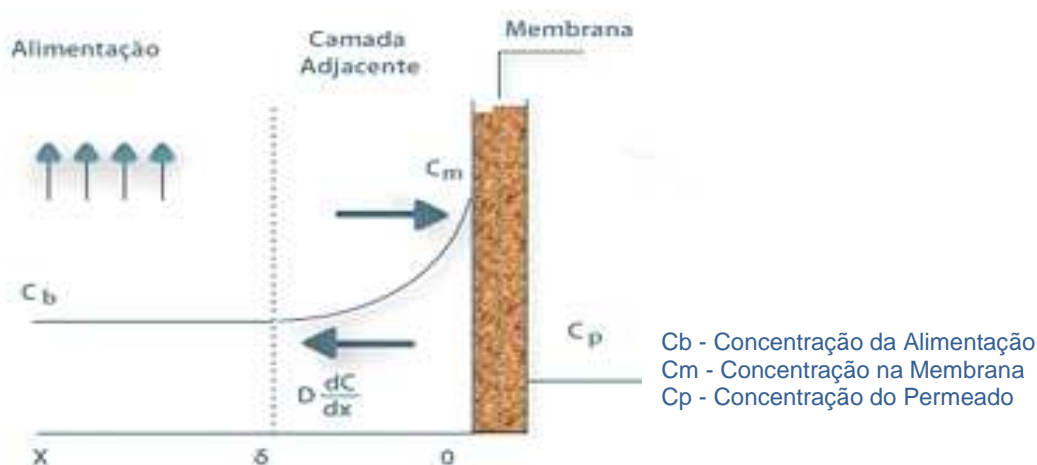


FIGURA 8 - PRINCÍPIO DA POLARIZAÇÃO POR CONCENTRAÇÃO NA FORMAÇÃO DE INCRUSTAÇÕES

FONTE: ADAPTADO DE TAHERI *et al.* (2013)

O fator de polarização (fp), definido pela relação C_m/C_b , expressa o aumento da concentração na superfície da membrana. A pressão osmótica “vista” pelo fluido a ser dessalinizado aumenta proporcionalmente a C_m , ou ($fp.C_b$), reduzindo assim a transferência de massa através da membrana (FIGURA 8). Em baixos níveis de salinidade o fator de polarização apresenta pouca variação, podendo até mesmo, ser considerado constante. Já para médias e altas concentrações as variações de fp devem ser devidamente consideradas (BOO *et al.*, 2012; TAHERI *et al.*, 2013).

2.10 AUTÓPSIA DA MEMBRANA

O termo autópsia foi apropriado de outras ciências, pois para saber o que está ocorrendo dentro de um módulo de membrana é necessário abri-lo, para analisar a membrana no seu interior; então torna-se um método destrutivo (DALTON *et al.*, 2004).

A autópsia é feita quando da ocorrência de incrustações/*fouling* nos PSM, como uma ferramenta para auxiliar a investigação dos motivos os quais levaram a esse fenômeno, e este diagnóstico pode ajudar, futuramente, na realização de melhorias no sistema, além de auxiliar para uma redução de custos (TRAN *et al.*, 2007; SHON *et al.*, 2009; MELIÁN-MARTEL *et al.*, 2012).

Para autópsia são utilizados métodos de análises químicas e estruturais os quais são utilizados nesta técnica de estudo, incluem a: espectrometria de massa com plasma indutivamente acoplado (ICP-MS), cromatografia em fase gasosa / espectrometria de massa (GC-MS), espectroscopia de infravermelho com transformada de Fourier (FTIR) e difração de raios-X (DRX). Essas análises fornecem apenas a média composição dos depósitos na superfície (TRAN *et al.*, 2007; YU *et al.*, 2013; TANG *et al.*, 2014).

Também pode ser feita a análise de TOC para determinar o valor de carbono total e carbono inorgânico, com a finalidade de caracterizar o material orgânico na amostra (DISCART *et al.*, 2013).

Um dos primeiros procedimentos na autópsia é a escolha de elemento de uma membrana apropriada e, após a seleção, uma análise visual deve ser feita. Isso se refere à observação do seu revestimento externo, dos envelopes de membrana e dos espaçadores do permeado conforme ilustrado na FIGURA 9.

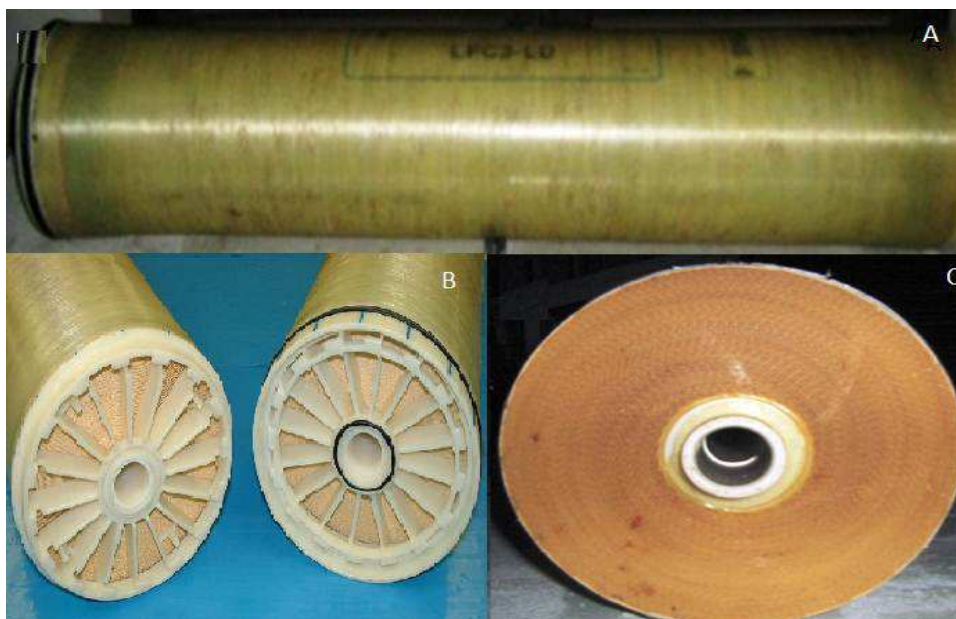


FIGURA 9 - VISTA DO REVESTIMENTO EXTERNO DE UM MÓDULO DE OR
FONTE: NITTO (2015)

NOTA: (A) VISTA DO REVESTIMENTO EXTERNO DA MEMBRANA; (B) VISTA FRONTAL DO ELEMENTO COM REVESTIMENTO EXTERNO; (C) VISTA DA MEMBRANA EM ESPIRAL.

Observa-se na FIGURA 10, uma membrana de osmose reversa espiralada desenrolada onde houve um ataque químico, comprometendo sua vida útil.



FIGURA 10 - ELEMENTO DE OR ABERTO PARA OBSERVAÇÃO DO ENVELOPE
FONTE : NITTO (2015)

Além disso, a autópsia de membranas de OR usadas devem ser realizadas para elucidar as características e comportamentos dos incrustantes associados a características da água de alimentação. A comparação dos componentes da água de alimentação e as substâncias depositadas na membrana podem ajudar a descobrir que tipo de contaminantes irá depositar sobre a membrana mais facilmente, assim como definir o pré-tratamento mais adequado a ser adotado para remover os componentes específicos na água de alimentação reduzindo a incrustação na membrana (TANG *et al.*, 2014).

O índice de saturação de Langelier (LSI) possui a finalidade de medir a capacidade de dissolução ou deposição de carbonato de cálcio em águas salobras e o índice de estabilidade Stiff & Davis (SDSI) se utiliza para medir a capacidade de deposição ou dissolução de carbonato de cálcio em águas salinas (KUCERA, 2013).

Lee e Kim (2012), em sua pesquisa, utilizaram várias pequenas porções da incrustação da membrana, as quais foram removidas da membrana por espátula de borracha com cuidado para análise de FTIR a fim de medir a fração orgânica do *foulant*. As observações diretas utilizando métodos ópticos e eletrônicos de microscopia, incluindo microscopia eletrônica de varredura (MEV) e espectroscopia de raios X de Energia dispersiva associado (EDS), ajudam neste trabalho, principalmente para descobrir o mecanismo de deposição, ilustrado na FIGURA 11.

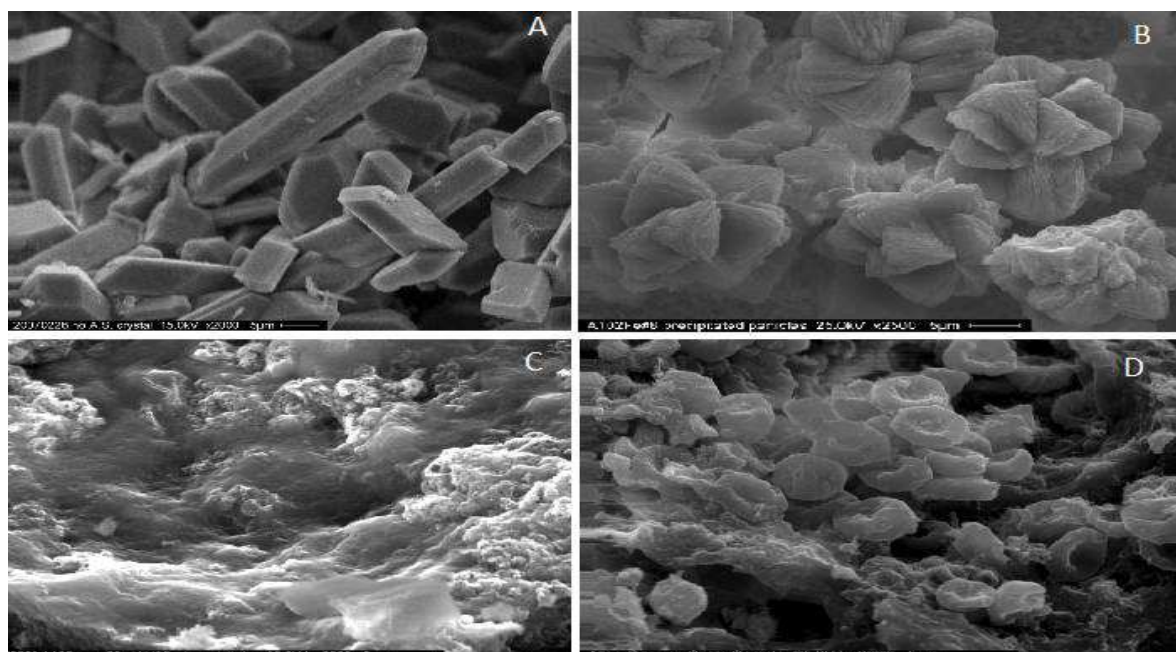


FIGURA 11 - MICROGRAFIA DA SUPERFÍCIE DE UMA MEMBRANA DE OR, MOSTRANDO DEPÓSITOS DE CRISTAIS
NOTA: SULFATO DE CÁLCIO (A), CARBONATO DE CÁLCIO (B), SÍLICA (C) E DEPOSIÇÃO DE MATERIAL BIOLÓGICO.

FONTE: ADAPTADO DE WARSINGER *et al.* (2015)

Chon *et al.* (2012) relataram que as principais incrustações orgânicas nas membranas de OR, eram frações hidrofílicas de compostos de DOM, sobretudo de polissacarídeo ligado em grupos funcionais de proteínas. Neste estudo, foram utilizados quatro tipos de efluentes de uma estação municipal de tratamento, sendo que para preparação das amostras da membrana para algumas caracterizações e testes para remoção do material depositado Chon *et al.* (2012), utilizaram três soluções diferentes (água, NaOH 0,1 M e 0,1 M HCl) e elas foram mergulhadas por 6 h nestas soluções. Após a dissolução, as amostras foram filtradas para remoção da matéria orgânica, e a melhor solução foi a alcalina, se bem que a solução ácida tenha apresentado melhor performance para remoção de metais.

Discart *et al.* (2013) em seu estudo sobre incrustações oriundas por algas em sistemas de filtração por membranas, realizou uma extração ácida da membrana, pois o método usualmente utilizado — raspar a superfície da membrana — não foi possível porque a camada de incrustação estava firmemente ligada à membrana.

Por conseguinte, as membranas foram colocadas em uma solução de ácido oxálico de 5g/L num banho de ultrassom durante 15 min. O ácido clorídrico é normalmente utilizado para a limpeza química de membrana.

2.11 CUSTOS OPERACIONAIS DA OR

Os custos associados com o tratamento de OR podem ser divididos em custos de capital de implantação correspondentes às membranas, vasos de pressão, bombas, tubulações, controles, tanques, etc., e os custos operacionais correspondentes a pré-tratamentos, manutenção, produtos químicos, concentrar disposição, membrana de substituição, energia e amortização do capital (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2012; BLANDIN *et al.*, 2015).

Custos de capital com as membranas são altamente dependentes da vazão, pois esse parâmetro determina o número de módulos de membrana e os seus equipamentos relacionados. Portanto, aumentando a capacidade da planta, haverá uma redução do capital investido, devido às economias de escala associadas com equipamentos fabricados e outras instalações (ZHAO *et al.*, 2013).

Em sistemas OR, a energia elétrica é um custo a ser muito bem avaliado, podendo em alguns casos representar o maior percentual no custo global,

dependendo da capacidade dos sistemas de OR, de consumo de energia de 2 a 10 kWh/m³ de água produzida (BLANDIN *et al.*, 2015).

O aumento da resistência mecânica, química e biológica nas membranas de OR, bem como o aumento da permeabilidade, têm reduzido o custo da membrana por unidade de volume de água produzido em 10 vezes desde 1978. O esforço conjunto para minimizar a polarização, a incrustação e concentração, a maximização do fluxo de permeado e a recuperação de energia diminuiu o consumo de energia de 3-12kW/h na década de 1970 para menos de 3-2 kW/h em 2006 (LEE; ARNOT; MATTIA, 2011).

O processo de dessalinização da água do mar teve seu custo reduzido ao longo do tempo e, atualmente, o preço da água dessalinizada está estimado em US\$ 1,50 por m³. Considerando que, atualmente, certas unidades de tratamento produzem água com um custo total de cerca de US\$ 0,50 por m³, a dessalinização custa, quase três vezes o preço de um tratamento convencional. Do custo total da água tratada, o consumo de eletricidade é o que possui maior parcela. É importante ressaltar que o consumo total de energia está entre 80 e 90% do custo total e corresponde principalmente à bomba de alta pressão. É, assim, razoável focar os esforços na redução da pressão de alimentação necessária e, com isso, reduzir o preço final da água tratada. (MOLINA; CASAÑAS, 2010).

Os custos de produção da água podem ser reduzidos pelo uso de um sistema híbrido que consiste em dois ou mais métodos de dessalinização e na recuperação de energia. Os parâmetros de custo que podem ser otimizados incluem energia elétrica, substituição de membrana e produtos químicos adicionados. A automação de sistemas pode contribuir para maior confiabilidade e segurança das instalações bem como a incrustação de membrana reduzida e um melhor controle de falha (MALAEB; AYOUB, 2011).

Aumentar o número de unidades de RO em série e o aumento do tamanho de unidades individuais também podem ser ações promissoras para a redução dos custos de implementação (VIEIRA, 2011).

3 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo é descrito o processo de tratamento da água de alimentação da OR, a modificação no tratamento desta água, a operação da OR, utilização de duas diferentes membranas e sua autópsia e a metodologia analítica empregada.

3.1 DESCRIÇÃO DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ÁGUA INDUSTRIAL ARAUCÁRIA (ETAIA)

A unidade piloto de osmose reversa utilizada neste trabalho foi instalada na Estação de Tratamento de Água Industrial Araucária (ETAIA), localizada no município de Araucária-PR. Na FIGURA 12, observa-se a localização e o entorno dessa estação.

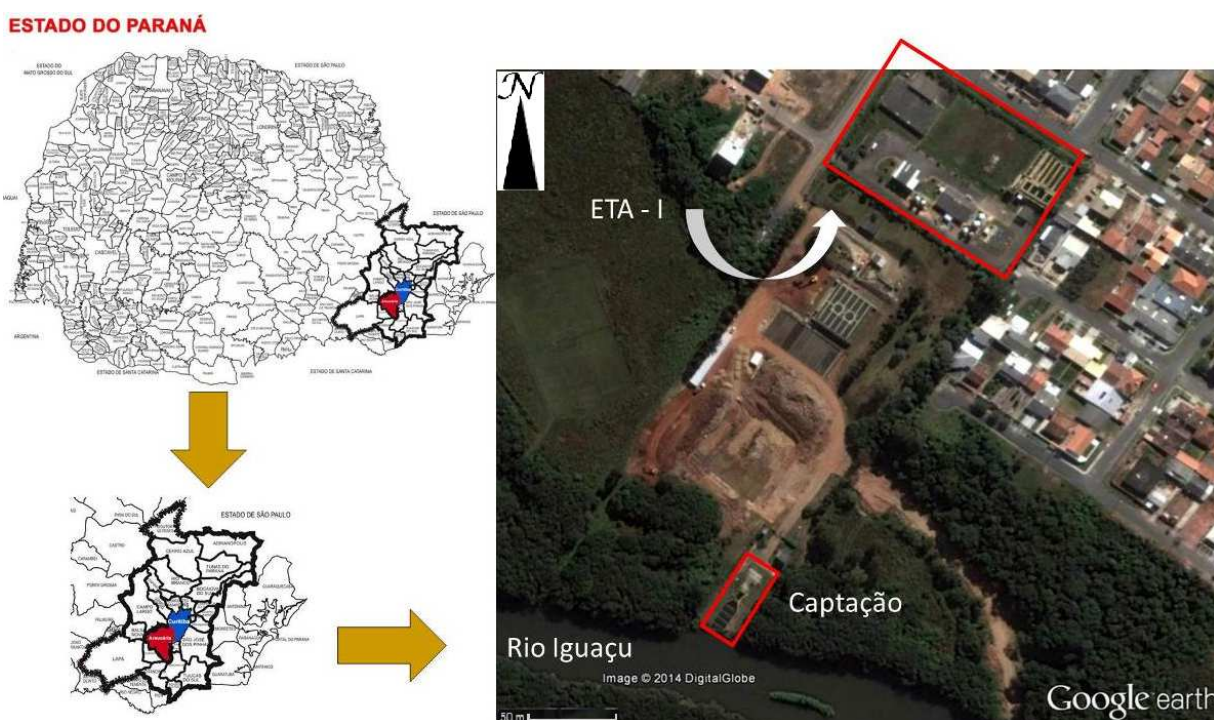


FIGURA 12 - LOCALIZAÇÃO DA ETAIA
FONTE: Adaptado GOOGLE EARTH (2014)

Essa planta (ETAIA) possui uma capacidade de tratamento de água de $1.152 \text{ m}^3/\text{h}$ ou 320 L/s e atende a quatro grandes indústrias da região de Araucária no Paraná: uma siderúrgica, uma termoeletrica, uma madeireira e de uma indústria de fertilizantes nitrogenados. Essas indústrias utilizam a água produzida na ETAIA

em unidades de processos industriais como em torres de resfriamento (principal uso 80%) e caldeiras.

O objeto do presente trabalho foi definido a fim de avaliar as alternativas para melhorara da qualidade da água produzida. Atualmente a água produzida na ETAIA não atende na íntegra aos parâmetros contratados pelas indústrias (ANEXO I), cuja principal reclamação é os teores de cloretos acima dos limites contratados.

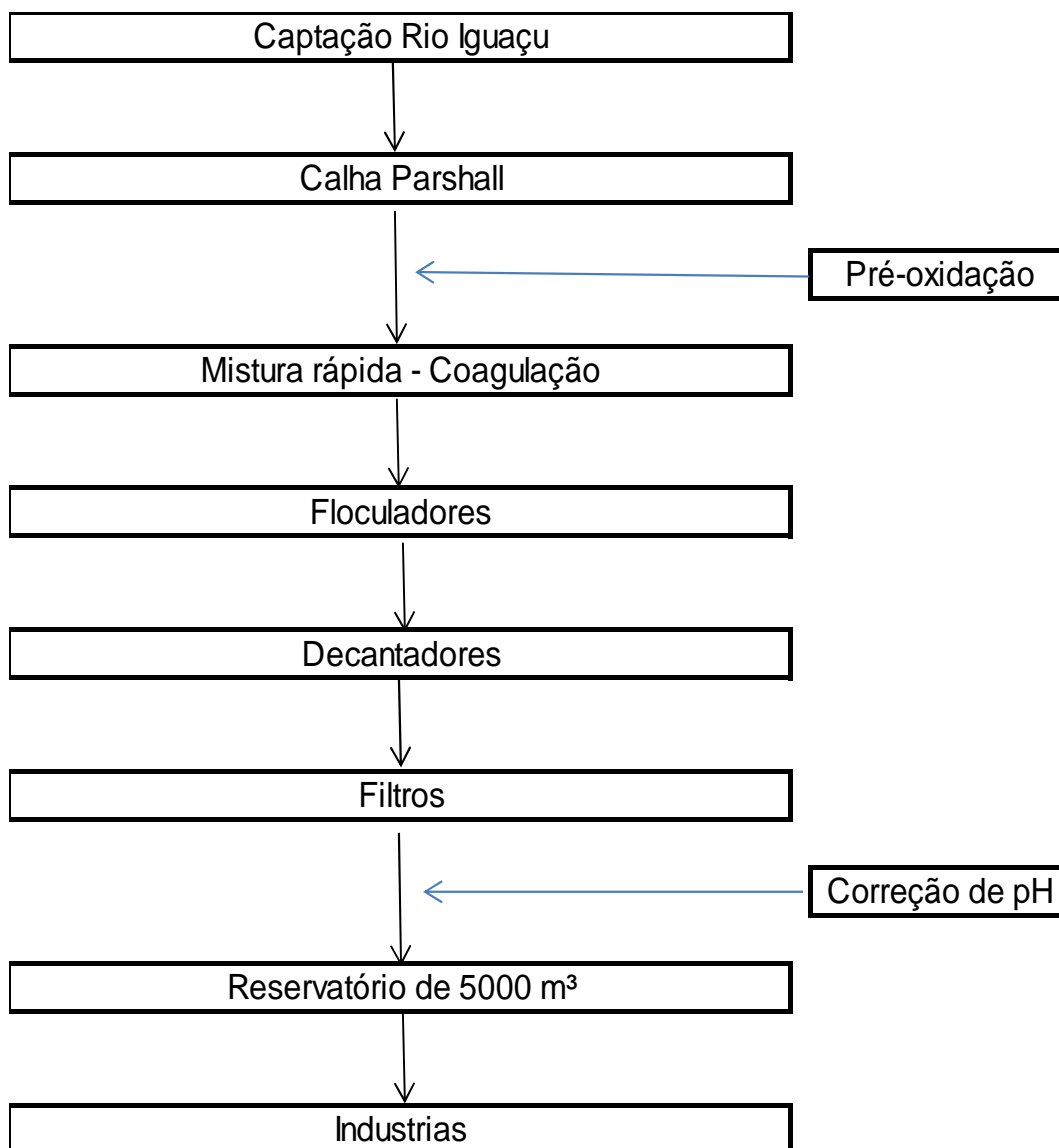


FIGURA 13 - FLUXOGRAMA DE TRATAMENTO DA ETAIA
FONTE: AUTOR (2014).

Assim, conforme apresentado na FIGURA 13 a ETAIA pode ser classificada como de ciclo completo, uma vez que possui os seguintes tratamentos: coagulação,

floculação, decantação e filtração, com possibilidade de operar 24 horas por dia. A água é aduzida do Rio Iguaçu para um tanque de mistura rápida por meio de uma adutora de 600 mm e dois conjuntos de bombas. Durante a adução e antes do tanque de mistura rápida, é adicionado à água bruta dióxido de cloro para oxidação da matéria orgânica e dos metais dissolvidos; na etapa seguinte, a coagulação, é adicionado policloreto de alumínio.

Dessa unidade, a água é conduzida para o floculador, onde há formação de flóculos com peso adequado para a próxima etapa, a decantação acelerada, realizada em dois decantadores com alimentação paralela.

A água decantada é conduzida aos quatro filtros rápidos de areia e carvão antracito. A água tratada é encaminhada ao reservatório apoiado.

3.2 DESCRIÇÃO DA UNIDADE PILOTO DE OSMOSE REVERSA

O sistema de Osmose Reversa utilizado neste trabalho foi constituído por uma estrutura compacta em aço inox, painel para instrumentos de controle, pré-filtros em aço inox, incluindo um filtro de cartucho de papel de 5 μm (com a finalidade de retirar partículas que possam danificar a membrana). A pressão do sistema foi controlada por um sistema composto de manômetros com glicerina em aço inox, válvula solenoide para água bruta em latão, pressostato para água bruta em PVC, conjunto de válvulas em PVC, bomba centrífuga de alta pressão com cabeça em aço inox, e dois vasos de pressão fabricado em fibra de vidro. O conjunto de membranas em poliéster, poliamida e polisulfona está instalado nos vasos de alta pressão.

Para a limpeza química, desinfecção ou conservação dos módulos e tubulação, foi utilizado um sistema com bomba de aço inoxidável, tanque de PE, válvulas de três vias em PVC e válvula dreno em PVC. A operação foi automatizada via microprocessador, padrão DIN VDE 0113, com *display* gráfico e mensagens reais de texto, medidor digital de condutividade, e rotâmetros para controle de vazão do permeado e do concentrado. O fluxograma do equipamento pode ser visualizado na FIGURA 14.

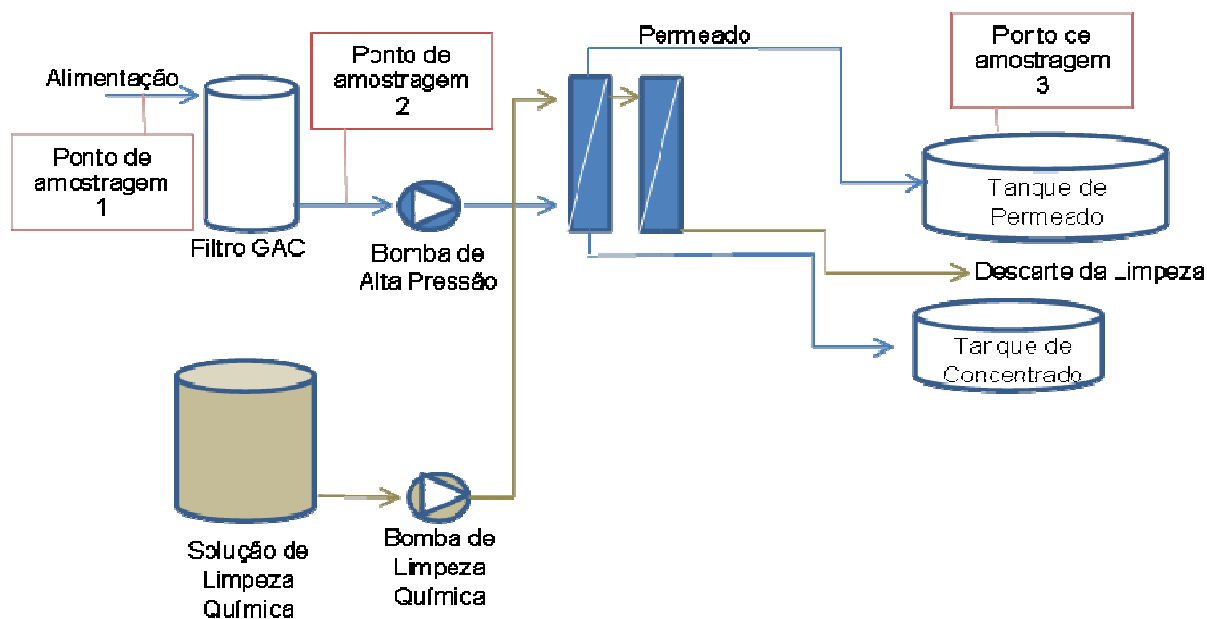


FIGURA 14 - FLUXOGRAMA DA PLANTA PILOTO DE OSMOSE REVERSA
FONTE: AUTOR (2014).

A unidade piloto pode ser visualizada na FIGURA 15, podendo-se observar o conjunto dosadores da solução de tiosulfato, o filtro de carvão GAC para remoção de cloro residual e posteriormente a unidade de OR. Também pode-se observar os dois tanques para armazenagem do permeado e do concentrado produzido na unidade piloto.



FIGURA 15 - VISTA PLANTA DE OSMOSE REVERSA
FONTE: AUTOR (2014)

3.3 DESCRIÇÃO DO EXPERIMENTO NA PLANTA PILOTO DE OR

A descrição do experimento esta apresentada no fluxograma (Figura 16), que acontece as etapas realizadas na planta piloto de osmose reversa detalhadas na sequência.

No sistema piloto foram utilizados dois tipos de membranas espirais:

- a) ESPA 1 - 4040, fornecida pela Nitto Denko, composta de poliamida e polisulfona, com capacidade de rejeição de sal de 99,3 % e área ativa da membrana com 15,80 m²;
- b) ESPA 2 LD - 4040, fornecida pela Nitto Denko, composta de poliamida e polisulfona, com capacidade de rejeição de sal de 99,6 %, área ativa da membrana com 14,86 m² e com espaçador de alimentação composto de agente biostático.

Para o experimento foi adotada a vazão de entrada de 400 L/h, sendo 300 L/h de permeado e 100 L/h de concentrado, conforme recomendação do fabricante do equipamento de OR devido a alto valor SDI, maior que 5.

Para avaliar a qualidade da água produzida na ETAIA, foi analisado os boletins diários de tratamento no ano de 2014 e comparados com a qualidade exigida e firmadas nos contratos (Anexo I).

Para esta comparação foram avaliadas as médias diárias fornecidas nos boletins de tratamento da ETAIA e comparados com valores expresso no contrato de fornecimento de água industrial (Anexo I).

A instalação de um filtro composto de carvão ativado granular foi testado, visando principalmente à remoção do residual de cloro proveniente do tratamento na ETAIA com o dióxido de cloro, protegendo assim as membranas da OR do ataque desse oxidante. Além da remoção do cloro, foi avaliada a possibilidade da remoção de outros elementos de forma secundária. Devido a problemas na instalação do filtro de GAC, nas primeiras 546 horas de funcionamento da OR houve a dosagem de metabissulfito de sódio para eliminação cloro livre. O teste total durou 4210 horas.

Para verificação da influência do sistema de filtração por GAC para água de alimentação da osmose, foram analisadas as concentrações dos parâmetros turbidez, condutividade, cor, detergente sintético não biodegradável (Alquilo Benzeno Sulfonato de Sódio - ABS), cloretos, fluoretos, dureza, SDI, sulfato, cloro residual e sílica na água de alimentação do filtro e na água filtrada por este.

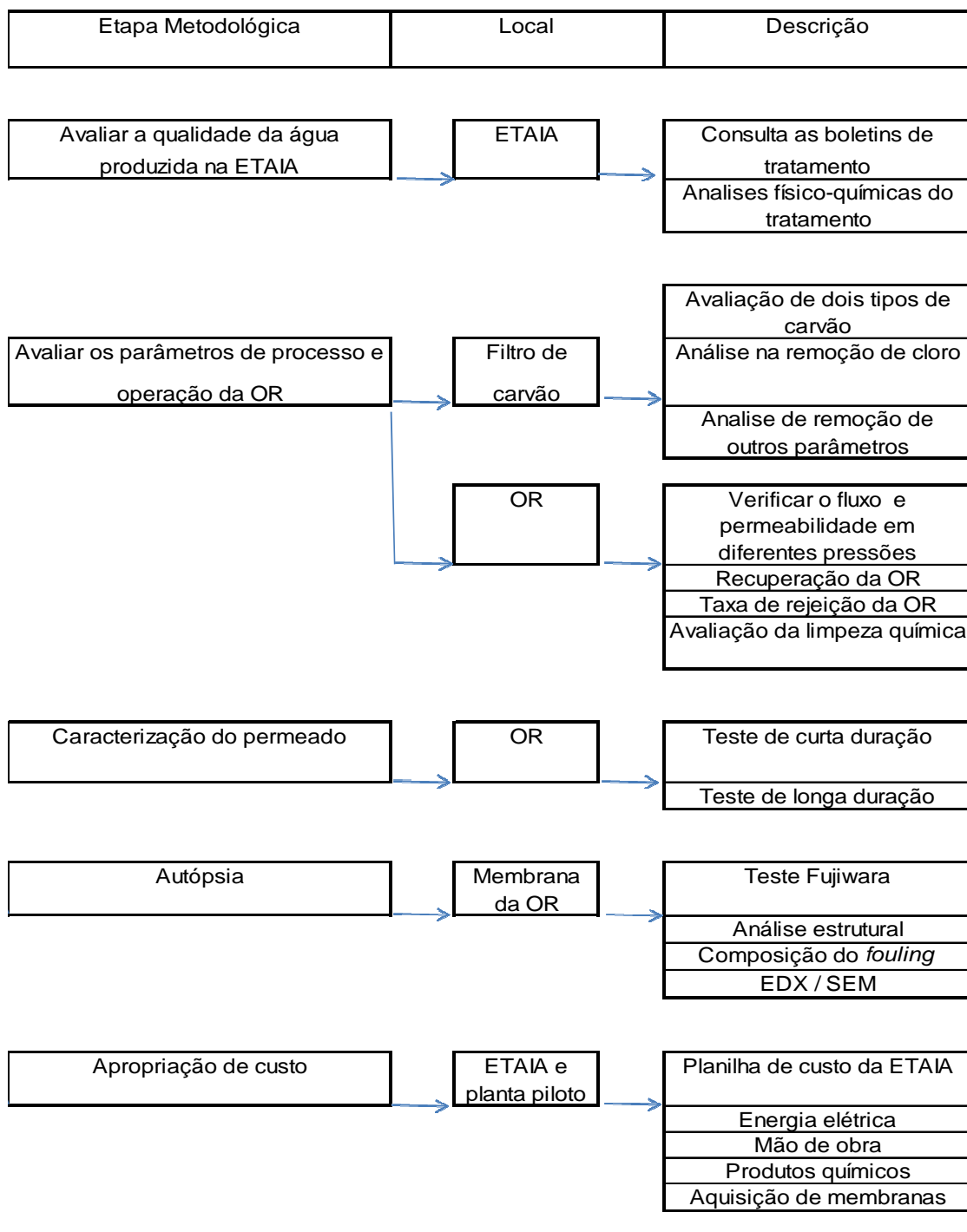


FIGURA 16 - FLUXOGRAMA DAS ETAPAS DO ESTUDO
FONTE: AUTOR (2015)

Nesse experimento, foram utilizados dois tipos de carvão, de diferentes fontes: uma de casca de coco e outro de madeira. Estes dois carvões possuem áreas superficiais diferentes.

A caracterização das membranas foi realizada inicialmente para definir parâmetros como: permeabilidade, fluxo, rejeição e recuperação. Onde foram tomados em campo os dados de vazão, pressão, e condutividade e aplicados nas equações 3, 4, e 5.

Após cada limpeza química uma nova caracterização foi realizada, pois os agentes químicos alteram as características das membranas. Nesta etapa, água da ETAIA filtrada com GAC é usada como água de alimentação.

A permeabilidade e fluxo foram medidos variando a pressão de alimentação de 5 a 10 kgf/cm² e mantendo a vazão de entrada da água de alimentação. A rejeição é verificada para cada pressão em termos de condutividade.

Inicialmente foi caracterizada a membrana ESPA 1 – 4040. Após o teste foi retirada e substituída pela membrana ESPA 2 LD - 4040, com o mesmo fluxo e retenção salina, mas com características de baixa colmatção. Após cada limpeza química, uma nova caracterização foi realizada a fim de verificar a ação dos agentes químicos utilizados na limpeza e a formação de incrustações na membrana.

A cada limpeza química realizada, foram efetuados a análise das pressões médias de trabalho, do fluxo médio e da taxa de permeabilidade média, afim de verificar eventuais problemas de colmatção e de perda de eficiência da membrana.

Para verificar o desempenho da OR na remoção de compostos, foram escolhidos alguns parâmetros constantes no Anexo I. Este teste foi intitulado de curta duração, pois foi realizado com a membrana ESPA 1 - 4040 nova e durou do início do experimento até 720 horas de funcionamento. Nesta fase foram analisadas as concentrações dos parâmetros: alcalinidade, cloretos, dureza, sulfatos, fosfatos, ferro, manganês, Nitrogênio amoniacal e total, Surfactantes (ABS), condutividade, sólidos totais, pH, sílica, fluoreto turbidez e TOC. A amostragem foi realizada na água de alimentação e no permeado. Estes parâmetros foram escolhidos devido a facilidade na realização das análises, da importância que estes parâmetros apresentam para operação do sistema de OR e da sua importância na utilização desta água na indústria.

A segunda bateria de ensaios, intitulada de teste longa duração, foi realizada durante todo período de teste, ou seja, de maio de 2014 até janeiro de 2015, totalizando 4210 horas. Nesta fase do estudo foi analisada a redução das concentrações dos parâmetros turbidez, condutividade, fluoreto e cloretos em função do tempo de operação da OR. Este teste avaliou se os parâmetros escolhidos

sofreram variação durante a operação e com desgaste natural do sistema de OR. Foram analisadas 392 amostras ao total do teste.

Para análise do desempenho do filtro de GAC e da OR, foram coletadas amostras, conforme fluxograma na FIGURA 14 (pag. 56), da água de alimentação do filtro de GAC, do efluente do filtro e do permeado. A coleta ocorreu três vezes por dia durante toda operação da planta piloto. O Plano de Monitoramento (QUADRO 3) resume o planejamento dos pontos de amostragem e frequência das coletas.

Ponto Monitorado	Local	Descrição	Frequência da coleta
Ponto 1	Alimentação do filtro de GAC (Água industrial)	Água proveniente da ETAIA	3 vezes ao dia
Ponto 2	Água filtrada	Água de alimentação da OR	3 vezes ao dia
Ponto 3	Permeado	Água tratada na OR	3 vezes ao dia

QUADRO 3 - PONTOS DE MONITORAMENTO DA PLANTA PILOTO
FONTE: AUTOR (2014).

Foram utilizados os métodos analíticos como definidos pelo *Standard Methods for the Examination of Water and Wasterwater -2012*.

3.4 AUTÓPSIA DA MEMBRANA

Após a operação, as membranas ESPA 1 – 4040, foram retiradas do equipamento de OR para autópsia. O primeiro teste realizado nesta etapa foi o Teste de Fujiwara. A membrana ESPA 2 LD – 4040 não foi analisada, pois ainda estava em operação.

Este teste foi realizado no intuito de verificar se a membrana, mais especificamente a camada superficial de poliamida, havia sido exposta a algum íon halogênio oxidativo como cloro, bromo ou iodo. Esse teste pode ser quantitativo ou qualitativo, cuja reação do íon oxidante com duas gotas piridina e uma de hidróxido de sódio 5N e aquecida com água até 80° C por 30 segundos apresenta uma coloração roseada.

Na sequência, examinou-se o invólucro externo da membrana, verificando danos ou defeitos nas juntas e nas vedações, além do aparecimento de corrosão no sistema e do desgaste da fibra de vidro no invólucro exterior.

Após a análise visual da membrana colmatada, nove pedaços da membrana foram coletados. Estas regiões foram escolhidas de forma a caracterizar as partes iniciais, intermediárias e finais da membrana, enrolada em formato de espiral, e o restante da membrana foi armazenado em geladeira para análises futuras (COSTA, 2011).

A microscopia eletrônica de varredura e fluorescência de raios X foram utilizadas na análise do *fouling* nas membranas.

Também foi realizado ensaio de volatilização para verificar as frações orgânicas e inorgânicas. Cada amostra das nove regiões verificada, foi analisada em triplicata. As amostras foram colocadas em cadinhos de porcelana. Na sequência, as amostras foram mantidas em uma estufa a 103°C por no mínimo 12 horas, para depois serem resfriadas em dessecador e pesadas. Em seguida, elas foram aquecidas na mufla a 550°C por duas horas. As amostras foram retiradas e colocadas em um dessecador até atingirem a temperatura ambiente, para depois serem pesadas (STANDARD METHODS, 2012).

3.5 DESCRIÇÃO DO PROCEDIMENTO DE LIMPEZA DAS MEMBRANAS DA OR

No sistema de membranas, devido os fenômenos de colmatação, foi necessário realizar a limpeza química para que os padrões como fluxo e rejeição sejam restabelecidos.

Para a realização do procedimento de limpeza química, o sistema de membrana foi desligado, inicialmente utilizou-se uma solução alcalina e, posteriormente, com uma solução ácida. Para a solução de limpeza alcalina, foi preparada uma solução de hidróxido de sódio a 0,01% com pH em torno de 12; para limpeza ácida, preparou-se uma solução de ácido clorídrico a 0,33% e um volume de 20 litros de cada solução. O procedimento de limpeza teve duração de uma hora.

A limpeza química foi realizada mediante condições pré-estabelecidas pelo fabricante da membrana, tais como redução da vazão do permeado $\geq 10\%$, a diferença de pressão $\geq 15\%$, aumento da condutividade do permeado $\geq 15\%$.

3.6 APROPRIAÇÃO DE CUSTOS DO PROCESSO TESTADO

Os custos do processo foram apropriados separadamente, ou seja, custos do processo físico-químico de tratamento e custos adicionais do processo com sistema de OR, de modo a permitir a comparação dos custos do processo testado com os custos do atual processo de tratamento. Os valores apropriados se referem à mão de obra, insumos, limpeza, manutenção, tratamento do lodo e energia elétrica para o processo da ETAIA. Estes valores foram fornecidos pelos controles operacionais da Sanepar. Para o processo de OR, os custos envolvidos foram calculados para produção total de 4210 horas de funcionamento e produção média de permeado de 300 L/h. Para o cálculo da energia elétrica utilizada, visto se tratar de um sistema piloto e, portanto, uma unidade de pequeno porte, não foi acoplado medidor específico e sim estimado consumo de acordo com a potência instalada, que é de 1,1kW/h para bomba de alta pressão e um consumo total de 1,25 kW/h para todo o piloto. O custo unitário utilizado para energia elétrica foi de R\$ 1,281 kW/h. Todos os valores foram calculados por m³ de água. Devido a variação do Dólar este foi cotado ao preço de R\$ 3,12, valor de maio de 2015.

3.7 TESTE DE SDI

O SDI é calculado a partir de intervalos de tempo: o primeiro intervalo (ti) é o tempo necessário para a coleta dos primeiros 500 mL de permeado, o segundo intervalo de tempo (tt) é o intervalo de tempo entre o término da coleta dos primeiros 500 mL de permeado e o início da coleta dos segundos 500 mL de permeado. O terceiro intervalo (tf) é o tempo necessário para a coleta dos últimos 500 mL de permeado. O tempo padrão é de 15 minutos. O SDI é determinado por meio da Equação 5:

$$SDI = \left[\frac{\left[1 - \left(\frac{T_0}{T_f} \right) \right]}{f} \right] * 100 \quad (5)$$

O equipamento básico consiste de um sistema de filtração pressurizada equipado com filtros de 0,45µm de porosidade e diâmetro de 47mm. A amostra deve ser filtrada a uma pressão de 2,1kgf/cm².

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 QUALIDADE DA ÁGUA PRODUZIDA NA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ÁGUA INDUSTRIAL

A qualidade da água para a indústria é importante para garantir a qualidade do processo e no produto, Giordani e Santos (2003), Van Limpt e Van Der Wal (2014), destacam ainda a importância com a qualidade da água utilizada em torres de resfriamento, o principal destino de uso da água produzida na ETAIA.

Os contratos de fornecimento da Sanepar com as Indústrias estabelecem multas por não atendimento aos parâmetros contratuais, que são diferentes daqueles estabelecidos para o consumo humano, estabelecidos na Portaria nº 2914/2011 do Ministério da Saúde (BRASIL, 2011).

Do total de amostras de água analisadas no ano de 2014, em 18,13% das amostras houve um ou mais parâmetros fora dos limites contratuais.

Na FIGURA 17, pode-se visualizar os principais parâmetros de qualidade da água produzida na ETAIA que não atenderam aos padrões estabelecidos e a percentagem de não atendimento.

Dos 44 parâmetros contratuais, 14 não atenderam aos padrões, em algum momento da produção da água industrial. Todos esses parâmetros da água produzida na ETAIA, que não atenderam aos limites contratuais, são potenciais causadores de problemas nas torres de resfriamento, seja por formação de incrustações, por precipitação química de sais, por deposição de lama e corrosão.

O excesso de nitrogênio total/amoniaco, fósforo, DQO e DBO podem fornecer os nutrientes necessários para desenvolvimento de incrustação e deposição de lodo de origem biológica na bacia e nos trocadores de calor da torre de resfriamento. Esses efeitos são prejudiciais à troca de calor na torre, havendo uma necessidade maior de injeção de água de *make-up*, conforme citado por Bandela e Koliyar (2012).

Para De Carvalho e Machado (2010), uma concentração de cloretos maior que 28 mg/L poderá causar corrosão na torre de resfriamento, pois o cloreto é um dos sais que mais influencia no mecanismo de corrosão eletroquímica, uma vez que este sal é um eletrólito forte, principal fator para aumento da corrosão eletroquímica.

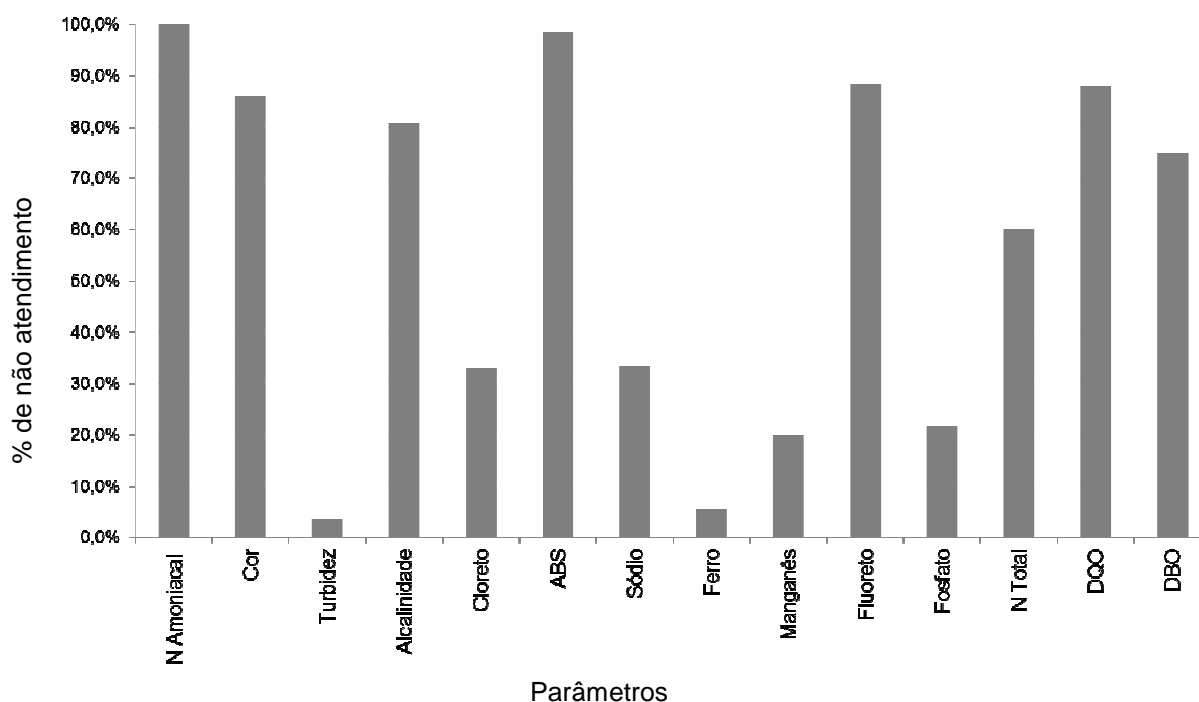


FIGURA 17 - PRINCIPAIS PARÂMETROS QUE NÃO ATINGIRAM A QUALIDADE REQUERIDA NA ETAIA NO ANO DE 2014
 FONTE: AUTOR (2015).

Este valor é mais restritivo do que solicitada em contrato pelas indústrias à Sanepar, que é 40 mg/L de cloretos, o que poderá causar mecanismos de corrosão.

A alta concentração de ABS pode causar espuma nas torres de resfriamento e formação de incrustações associadas a sais dissolvidos na torre de resfriamento, dificultando a troca térmica, além de causar transtornos para a planta industrial e suas vizinhanças devido à grande quantidade de espuma formada. Para concentração de $ABS \leq 0,2$ mg/L irá assegurar que fenômenos relatados acima sejam minimizados (FAKHURU'L-RAZI *et al.*, 2009).

A concentração excessiva de cloretos, fluoretos e ABS são os principais parâmetros que as indústrias acusam como problemáticos e causam prejuízo para seus processos, portanto serão utilizados como base neste estudo.

Pode-se aferir que a qualidade da água produzida no ano de 2014 não atende aos requisitos firmados em contrato, portanto não é adequada para o uso na indústria, tais como água de refrigeração nas torres de resfriamento, podendo causar paradas, deterioração nos sistema resfriamento, aumentos nas descargas por concentrações

de saís e aumento no custo com produtos químicos (VAN LIMPT e VAN DER WAL, 2014).

4.2 INFLUÊNCIA DA FILTRAÇÃO POR CARVÃO ATIVADO GRANULAR PARA A REMOÇÃO DE CLORO

O ataque de cloro proveniente do tratamento da água produzida na ETAIA com o dióxido de cloro pode agredir química e fisicamente as membranas de OR. Então a remoção deste elemento químico é fundamenta para operação das membranas de OR. A utilização de GAC é muito bem relatada por Löwenberg *et al.* (2015) e Zhao *et al.* (2014) para esta finalidade. Além da remoção de cloro, foi observado em diversos estudos que este tipo de pré-tratamento também é utilizado para remoção de cor, turbidez, ABS e fluoretos (Zhao *et al.*, 2014).

Nas primeiras 546 horas, a planta piloto operou com a adição de metabissulfito de sódio para remover o cloro residual proveniente do tratamento realizado na ETAIA, como pré-tratamento para a alimentação da OR. Devido a atraso na fabricação do filtro de carvão ativo granular (GAC), que fazia parte do sistema de OR da planta piloto. Após a instalação do filtro de GAC, a dosagem de metabissulfito foi suspensa e as pressões de operação do filtro de GAC variaram de 5,0 kgf/cm² até 10 kgf/cm².

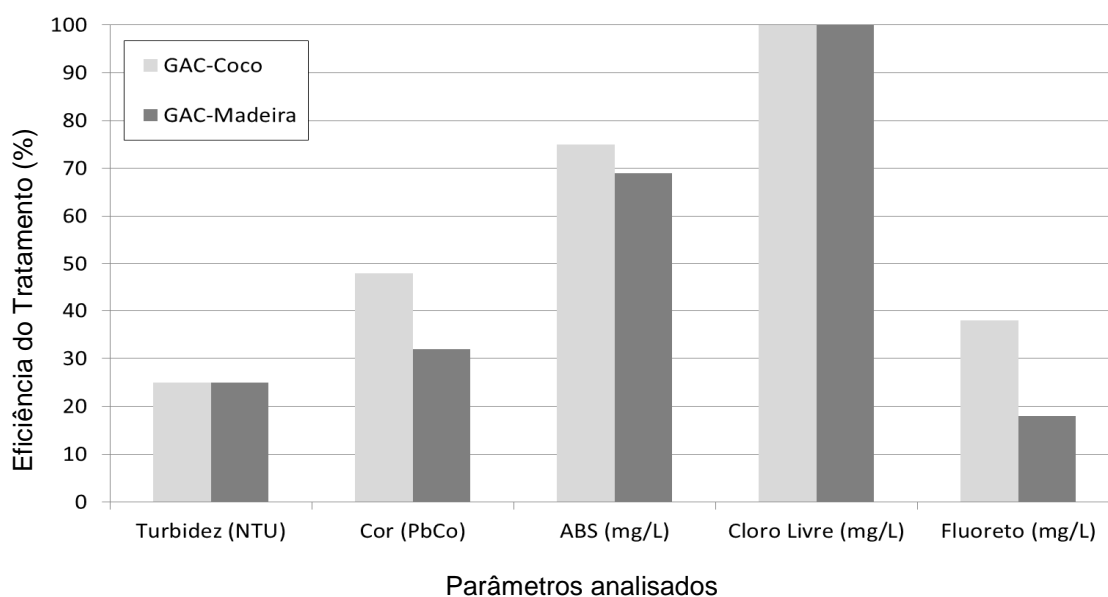


FIGURA 18 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PELA INSTALAÇÃO DE FILTRO DE CARVÃO ATIVADO GRANULAR - GAC
FONTE: AUTOR (2015)

Na FIGURA 18 estão apresentados os parâmetros e sua eficiência de remoção pelo GAC de casca de coco e de madeira.

Para ambos os tipos de carvão houve uma remoção de 100% do cloro livre presente na água produzida na ETAIA. Fator muito importante para proteção da membrana devido ao ataque deste oxidante na membrana.

TABELA 1 - RESULTADOS DAS MÉDIAS DOS TESTES DE EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PELA INSTALAÇÃO DE FILTRO DE CARVÃO ATIVADO GRANULAR – GAC

PARÂMETRO	GAC COCO		GAC MADEIRA	
	ALIMENTAÇÃO	FILTRADO	ALIMENTAÇÃO	FILTRADO
Turbidez (NTU)	$0,95 \pm 0,32$	$0,72 \pm 0,58$	$0,89 \pm 0,36$	$0,67 \pm 0,29$
Cor (PbCo)	23 ± 1	12 ± 1	11 ± 1	8 ± 1
ABS(mg/L)	$0,55 \pm 0,08$	$0,14 \pm 0,04$	$0,45 \pm 0,08$	$0,14 \pm 0,03$
Cloro Livre (mg/L)	$0,24 \pm 0,08$	0	$0,18 \pm 0,03$	0
Fluoreto (mg/L)	$0,26 \pm 0,05$	$0,26 \pm 0,06$	$0,28 \pm 0,07$	$0,23 \pm 0,05$

FONTE: AUTOR (2015)

A turbidez média na água de alimentação para o filtro de carvão de coco e de madeira (ponto 1, antes da entrada do filtro) apresentou os seguintes valores: ($0,95 \pm 0,32$ e $0,89 \pm 0,36$ NTU), respectivamente. Depois da passagem pelo filtro, ponto de amostragem 2 (FIGURA 14), a turbidez para o filtro de carvão de coco e de madeira foi ($0,72 \pm 0,58$ e $0,67 \pm 0,29$ NTU), respectivamente. Uma redução de 25% da turbidez inicial para ambos tipos de GAC (TABELA 1).

Para parâmetro fluoreto foi observada uma capacidade de adsorção pelo GAC de origem de casca de coco de 38%, em quanto para GAC de origem de madeira a adsorção foi de 18%, quando comparado com a concentração na água de alimentação. A remoção observada para carvão de casco de coco e consoante com a remoção observada por Yadav (2013), onde foi obtido uma remoção de 42% de fluoreto utilizando carvão de origem de bagaço de cana.

O parâmetro cor apresentou uma redução de 48 e 31%, após a filtragem com o GAC de casca de coco e de madeira, respectivamente.

A concentração de ABS foi reduzida em 74% quando foi utilizado a filtragem em GAC de casca de coco e 68% para GAC de madeira, esse fato pode ser atribuído às características orgânicas desse parâmetro, qual pode ser adsorvido pelo material carbonáceo com maior facilidade. Para Silva (2012) a remoção de surfactantes para GAC comerciais foi de 75%, podendo chegar a 99% com aumento no tempo de contato para mais de 24hs.

O carvão de origem de casca de coco apresentou um melhor desempenho, quando avaliados os parâmetros: cor, ABS e fluoretos. Esse fato pode ser atribuído à maior área superficial desse carvão, ou maior área para as interações físico-químicas. Enquanto o carvão de casca de coco apresentou uma área superficial de 900 m²/g, o carvão de origem de madeira aparece com apenas 200m²/g (DIAS *et al*, 2007).

Para os demais parâmetros analisados (cloretos, sulfatos, dureza, turbidez, sílica e condutividade), não houve redução da concentração inicial para ambos os tipos de GAC.

4.3 AVALIAÇÃO DA MEMBRANA

4.3.1 Caracterização da Membrana

Os resultados para os parâmetros avaliados na caracterização da membrana (fluxo e retenção salina) podem ser visualizados na TABELA 2 para membrana ESPA 1 - 4040 e na TABELA 3 para membrana ESPA 2 LD - 4040. O fluxo de água do permeado da membrana é uma função da pressão aplicada, e observa-se que quanto maior a pressão de alimentação, mais elevado será o fluxo de permeado, mas a retenção salina será menor. A partir da relação do fluxo da membrana e a pressão aplicada, é calculada a permeabilidade da membrana, dada em L/(m²•h (kgf/cm²)).

A permeabilidade é um parâmetro importante na caracterização da membrana, pois sofre alteração pela formação de incrustações durante sua operação e pela ação dos agentes químicos durante a limpeza da membrana.

A partir dos dados apresentados na TABELA 2, verificou-se que os fluxos de permeado para o teste realizado foi maior para a pressão de 10 kgf/cm² do que para pressões menores. Esse resultado está coerente para os processos que utilizam o gradiente de pressão como força motriz, sendo que o fluxo de permeado é diretamente proporcional ao gradiente de pressão através da membrana, isto é, quanto maior a pressão aplicada, maior será o fluxo do permeado, até atingir o fluxo limite (MALAEB; AYOB, 2011).

TABELA 2 - RESULTADOS DOS TESTES DE CARACTERIZAÇÃO DA MEMBRANA ESPA 1- 4040 E SUA RETENÇÃO SALINA

PRESSÃO (kgf/cm ²)	FLUXO (L/m ² ·h)	TEMPERATURA (°C)	CONDUTIVIDADE ALIMENTAÇÃO (μS/cm)	CONDUTIVIDADE PERMEADO (μS/cm)	RETENÇÃO SALINA (%)
5	20,7	20	298	7	97,65
6	22,9	20	299	8	97,32
7	25,7	20	296	9	96,95
8	28,2	20	298	11	96,31
9	31,8	20	295	12	95,93
10	35,4	20	296	13	95,61

FONTE: AUTOR (2014)

Comparando os dados da TABELA 2 com dados fornecidos pelo fabricante da membrana ESPA 1 - 4040, que são: um fluxo máximo de 51,68 L/(m²·h) e uma retenção salina mínima de 99,3%, com uma pressão máxima de trabalho de 10 kgf/cm², observa-se que mesmo na maior pressão utilizada no teste qual foi de 10 kgf/cm², o fluxo máximo atingido foi 35,4 L/(m²·h) ou 63,5% do fluxo padrão indicado pelo fabricante e uma retenção salina de 97,65 % ou 98,3% da retenção salina mínima, ficando abaixo do fluxo máximo e da retenção salina fornecida pelo fabricante.

Comparando os resultados obtidos para membrana ESPA 2 LD - 4040 (TABELA 3) com dados fornecidos pelo fabricante, o qual especifica um fluxo máximo de 42,45 L/(m²·h) e uma retenção salina mínima de 99,6 %, com uma pressão máxima de trabalho de 10 kgf/cm², observa-se que mesmo na maior pressão utilizada, qual foi de 10 kgf/cm², o fluxo máximo atingido foi de 32,8 L/(m²·h) ou 77,3% do fluxo padrão e uma retenção salina 97,79%, ficando abaixo do fluxo máximo e da retenção salina indicadas pelo fabricante.

Com base nesse comportamento durante os testes, constatou-se que houve um fluxo abaixo do especificado pelo fabricante, fato observado por Kurt *et al.* (2012), quando utilizando membrana de RO de poliamida, mas utilizando como alimentação efluente de indústria têxtil com um fluxo padrão de 31 L/(m²·h). A água de alimentação tratada na ETAIA não é apropriada para abastecer a OR, e que, caso seja operada em escala real, haverá prejuízo para o desempenho da OR ao longo do tempo de operação.

A baixa qualidade da água produzida na ETAIA deve-se a qualidade da água bruta captada, qual segundo estudos de Knapik (2009) e Lidner (2013) estava em

péssimas condições, com altos teores de coliformes e de matéria orgânica e baixa concentração de oxigênio dissolvido. Alguns deles possuem teores de matéria orgânicos tão elevados que se aproximam de esgotos sanitários brutos. Na avaliação de Perreira (2015), constatou-se que teores de fosforo, nitrogênio, DBO, DQO e oxigênio dissolvido que na maior parte do tempo das observações foram registrados valores acima do limite para classe deste rio.

A retenção salina é semelhante para as duas membranas, já a membrana ESPA 2 LD - 4040 apresentou melhor taxa de fluxo em relação à membrana ESPA 1 - 4040, portanto é a mais indicada para o processo de tratamento de OR em questão.

A água utilizada no teste de caracterização da membrana apresentou uma turbidez de $1,5 \pm 0,3$ NTU e SDI $6,3 \pm 0,2$, isto é, valores superiores aos recomendados pelo fabricante (turbidez menor que 1 NTU e SDI menor que 5).

TABELA 3 - RESULTADOS DOS TESTES DE CARACTERIZAÇÃO DA MEMBRANA ESPA 2 LD - 4040 E SUA RETENÇÃO SALINA

PRESSÃO (kgf/cm²)	FLUXO (L/m².h)	TEMPERATURA (°C)	CONDUTIVIDADE ALIMENTAÇÃO (μS/cm)	CONDUTIVIDADE PERMEADO (μS/cm)	RETENÇÃO SALINA (%)
5	19,5	20	271	6	97,79
6	22,2	20	285	6	97,89
7	25	20	278	7	97,48
8	27,5	20	278	7	97,48
9	30,3	20	280	10	96,43
10	32,8	20	272	11	95,96

FONTE: AUTOR (2014)

4.3.2 Recuperação

A taxa de recuperação durante o teste de 4.210 horas de funcionamento do equipamento de OR para a membrana ESPA 1 - 4040 variou 60 a 78%, com uma taxa média de 64 %. Essa taxa ficou muito abaixo da taxa de recuperação estimada pelo fabricante (85%) a uma pressão 10 kgf/m². Segundo Koo; Mohammad; Suja (2011) isso pode ser atribuído a uma menor pressão de trabalho, que é diretamente proporcional à taxa de recuperação, para as mesmas condições de colmatção da membrana e também a qualidade da água de alimentação. Para Molina e Casañas (2010), outro fator que influencia na queda da taxa de recuperação é a sujidade da

membrana, ou seja, efeitos da polarização e da formação de *fouling*. Tal fato pode ser observado na FIGURA 19, pois para uma mesma pressão têm-se várias taxas de recuperação, mas as condições de colmatação são diferentes na membrana durante o tempo de uso e a frequência das lavagens químicas. O que não ocorreria em uma condição normal onde deveria ser constante esta taxa.

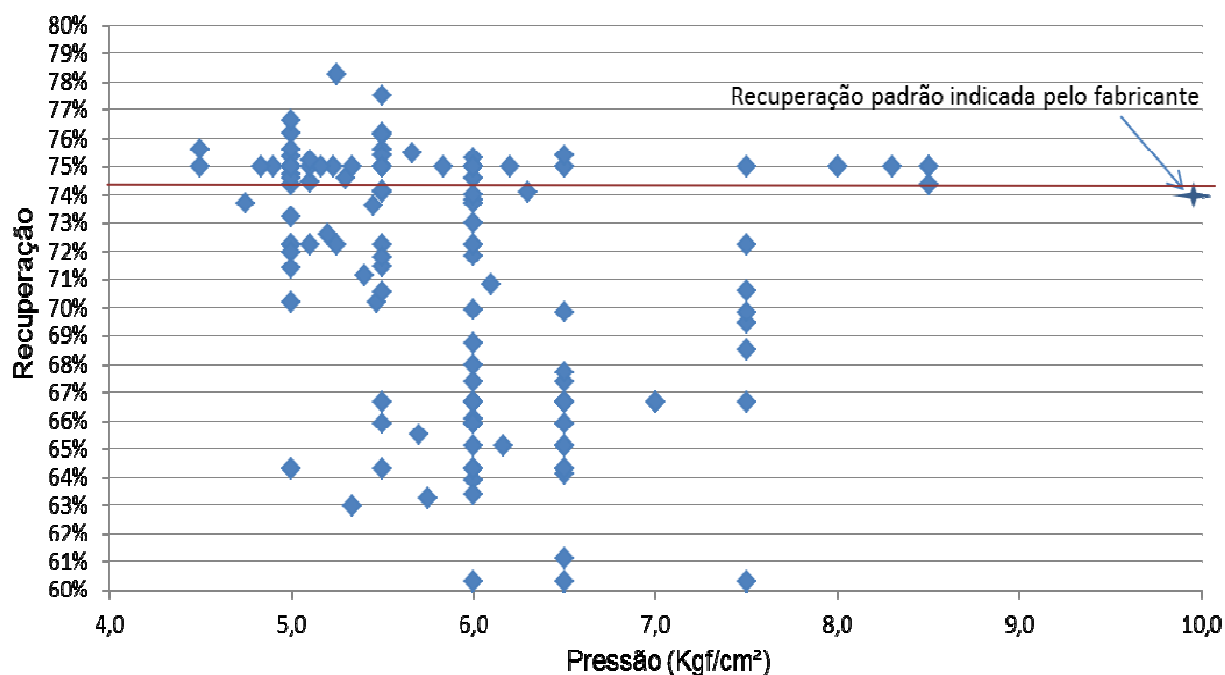


FIGURA 19 - TAXA DE RECUPERAÇÃO EM FUNÇÃO DA PRESSÃO DE ALIMENTAÇÃO PARA MEMBRANA ESPA 1 - 4040
FONTE: AUTOR (2015)

A membrana ESPA 2 LD - 4040 apresentou uma taxa de recuperação constante de 75 %. Comparando-se as taxas de recuperação das membranas, a membrana ESPA 2 LD - 4040 é a mais indicada para o tratamento da água produzida na estação.

A modificação da superfície da membrana é uma maneira eficaz para adequar as propriedades da superfície da membrana, a fim de minimizar a formação de incrustações e melhorar o desempenho da OR (RAHAMAN *et al.*, 2014). No entanto, a modificação da superfície, geralmente leva a um declínio no fluxo de água. Esse fato foi observado no desempenho da membrana ESPA 2 LD - 4040, que apresentou uma melhor estabilidade quanto à recuperação, mas uma taxa de fluxo menor.

Os valores de rejeição, especificados pelo fabricante da membrana, foram obtidos com soluções contendo um único constituinte (NaCl), diferentemente da

água tratada utilizada nesses testes para as medidas de recuperação que contêm várias outras substâncias.

4.3.3 Taxa de rejeição

A rejeição de sais na membrana ESPA 1 - 4040, do início do teste até 698 horas de operação, foi de $94,9 \pm 0,7$ %, abaixo dos 99% indicados pelo fabricante. Observa-se que a rejeição foi diminuindo gradativamente no decorrer do uso da membrana e que após 1.800 horas de funcionamento já pode ser percebida uma redução acentuada da rejeição, com uma média abaixo de 85%. Esta redução na rejeição esta associada à terceira lavagem química qual foi muito agressiva, causando oxidação na superfície da membrana, o que prejudica a sua capacidade seletiva (FIGURA 20). Após isso, também se nota uma flutuação na taxa de rejeição.

A queda na rejeição, conforme Pessoa *et al.* (2014), pode ser explicada pelas consecutivas lavagens químicas para a recuperação da membrana e também ao ataque de oxidantes, o qual pôde ser avaliado na autópsia da membrana.

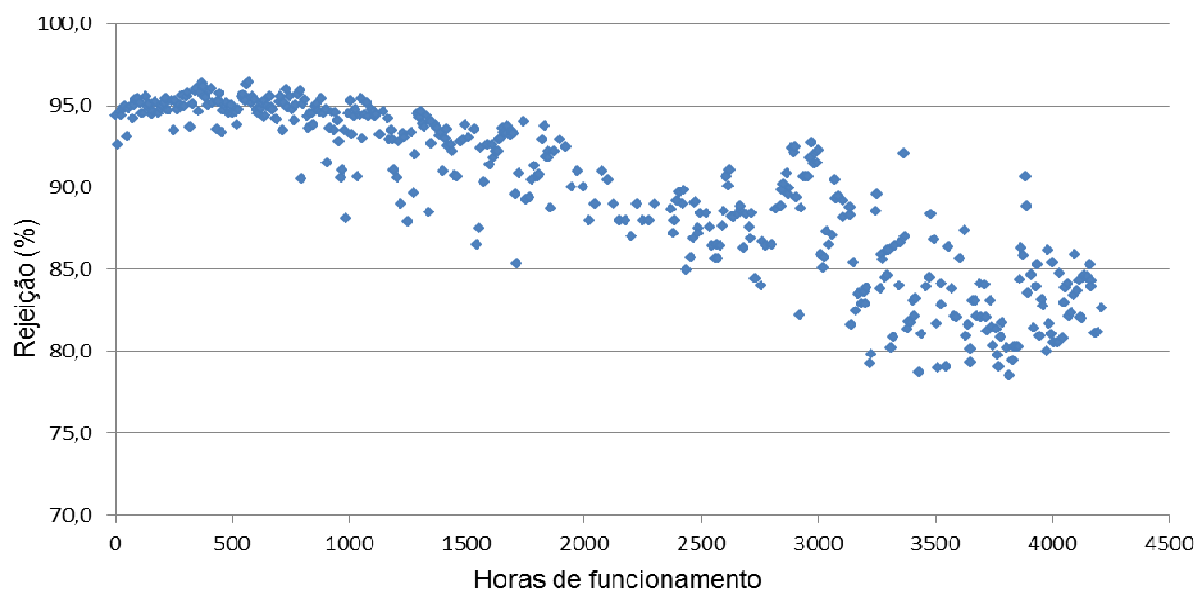


FIGURA 20 - PORCENTAGEM DE REJEIÇÃO DA MEMBRANA ESPA 1- 4040 DURANTE SUA OPERAÇÃO
 FONTE: AUTOR (2015)

Ao se avaliar a membrana ESPA 2 LD - 4040, para um tempo de operação de 698 horas, verificou-se um desempenho muito similar com a membrana ESPA 1 -

4040, com valores de $95,4 \pm 0,6$ % de taxa rejeição. Mas para a ESPA 2 LD - 4040 não houve lavagem química, e a pressão de trabalho foi menor quando comparada com a ESPA 1 - 4040, para o mesmo tempo de operação, este melhor desempenho é devidos as modificações que esta membrana apresenta, principalmente no tocante a formação de inscrustações.

4.3.4 Limpeza da membrana e sua permeabilidade

Na TABELA 4 está apresentada a taxa de permeabilidade hidráulica média para cada pressão transmembrana e fluxo médio de permeado, após a 1ª, 2ª e 3ª limpeza química para membrana ESPA 1- 4040, que correspondem respectivamente a 698, 1240 e 1800 horas de funcionamento.

De acordo com a Lei de Darcy, o aumento de pressão resulta num aumento de fluxo de permeado, quando mais efluente é forçado a passar pela membrana. No entanto, mesmo depois das lavagens, houve um aumento da pressão na alimentação, sem, contudo, refletir na permeabilidade hidráulica média. A permeabilidade da membrana nova era de $4,2 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot (\text{kgf}/\text{cm}^2))$, e esse valor caiu progressivamente até alcançar na terceira limpeza química uma taxa de $2,4 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot (\text{kgf}/\text{cm}^2))$.

TABELA 4 - PARÂMETROS DE PRESSÃO DE ALIMENTAÇÃO E FLUXO DE PERMEADO APÓS CADA LIMPEZA QUÍMICA

LIMPEZA	PRESSÃO MÉDIA DE ALIMENTAÇÃO (kgf/cm ²)	FLUXO MÉDIO DE PERMEADO (L/h)	TAXA DE PERMEABILIDADE L/(m ² •h•(kgf/cm ²))
Primeira	$5,3 \pm 0,6$	300 ± 20	4,1
Segunda	$5,4 \pm 0,6$	280 ± 30	3,7
Terceira	$6,3 \pm 0,6$	210 ± 50	2,4

FONTE: AUTOR (2015).

Houve uma redução de 42,8 % na taxa de permeabilidade, entre a primeira e a terceira lavagem, que pode ser atribuída aos fenômenos de polarização por concentração e à formação de *fouling* orgânicos ou inorgânicos, que podem ser agravados a pressões mais elevadas (BOO *et al.*, 2012; SHE *et al.*, 2013).

Na prática da operação da OR na indústria, as vazões de alimentação e de rejeito são mantidas constantes. Portanto, há uma variação no fluxo de permeado.

Normalmente, com uma redução do fluxo do permeado, ocorre paralelamente um aumento do *fouling* da membrana. A membrana ESPA 2 LD - 4040 não necessitou de lavagem química, mesmo após 698 horas de operação, e manteve a mesma taxa de permeabilidade, enquanto a membrana ESPA 1 - 4040, com o mesmo tempo de operação, necessitou de uma primeira lavagem química.

Para a membrana ESPA 1 - 4040 foi necessário um total de três lavagens químicas, e a terceira foi a que mais afetou o fluxo e a taxa de permeabilidade, indicando o ataque químico à membrana.

Xie *et al.* (2015), constataram em seus experimentos uma redução de até 55 % na taxa de permeabilidade hidráulica, a qual foi atribuída ao fenômeno de polarização por concentração e à formação de *fouling* orgânicos.

Com base nos resultados obtidos, pode-se verificar que a dependência do fluxo permeado em função do tempo é uma clara indicação da instabilidade mecânica da membrana, da alta variação da constituição da água de alimentação e da sua alta interação com o material da membrana.

A membrana ESPA 2 LD - 4040 não necessitou de lavagem química, mesmo após 698 horas de operação e manteve a mesma taxa de permeabilidade. Este fato reside na maior resistência à formação de incrustações, devido a modificação na composição e estrutura da membrana (KANG; CA0, 2012).

O fabricante recomenda uma média de uma lavagem química a cada seis meses, a fim de manter as características e a integridade das membranas. No estudo em questão nas duas membranas houve a necessidades de um número maior de lavagens químicas do que o recomendado, indicando a qualidade da água de alimentação não apropriada. E conseqüentemente uma redução da vida útil da membrana.

4.4 QUALIDADE DA ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO E DO PERMEADO

4.4.1 Teste de curta duração

Os resultados apresentados nesta seção são provenientes das determinações realizadas no laboratório, referentes à primeira bateria de ensaios. Nesta etapa de estudo, foi avaliada a eficiência da membrana ESPA 1 - 4040.

A TABELA 5 mostra os principais parâmetros para avaliação do desempenho da OR, para formação de *fouling* e para utilização do permeado com a mistura com água produzida na ETAIA para reposição em água de torres de resfriamento.

Comparando dos parâmetros da água produzida na ETAIA, no período do estudo, com os valores dos parâmetros no contrato com as indústrias, constata-se que apenas os parâmetros: fluoreto, fosfato e nitrogênio amoniacal não atenderam aos padrões.

Comparando a água da alimentação com o permeado obtido, pode-se observar que o tratamento com OR forneceu uma água com qualidade superior à qualidade exigida pelos padrões do contrato. Possibilitando um estudo futuro da mistura do permeado com água produzida na ETAIA.

Na água de alimentação da OR, a concentração elevada dos íons ferro, sílica e ABS, podem influenciar negativamente no desempenho da OR ou causar incrustação, principalmente quando associado com material de origem orgânica.

TABELA 5 - MÉDIA DOS PRINCIPAIS PARÂMETROS ANALISADOS NA ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO E NO PERMEADO DA OR

PARÂMETRO	PONTO DE AMOSTRAGEM		PADRÃO CONTRATO
	ALIMENTAÇÃO	PERMEADO	
Alcalinidade (mg/L)	58,79 ± 20,79	7,47 ± 2,35	≤ 10
Cloretos (mg/L)	27,27 ± 6,18	1,16 ± 0,74	≤40
Dureza Total (mg/L)	52,70 ± 12,58	3,49 ± 1,03	≤100
Sulfatos (mg/L)	31,4 ± 6,37	<10,0	≤50
Fosfato (mg/L)	1,52 ± 0,32	<0,025	≤0,1
Ferro (mg/L)	0,04 ± 0,01	<0,02	≤0,1
Manganês (mg/L)	0,02 ± 0,01	<0,01	≤0,1
Nitrogenio Amon. (mg/L)	4,08 ± 2,67	0,23 ± 0,15	≤2
Nitrogênio Total (mg/L)	5,39 ± 2,86	0,79 ± 0,33	≤10
Surfactantes (mg/L)	3,01 ± 2,21	<0,025	≤0,2
Condutividade(μS/cm)	332 ± 53,17	18,01 ± 4,05	-
Sólidos Totais (mg/L)	171,86 ± 36,29	15,86 ± 11,03	≤190
pH	7,5 ± 0,13	6,29 ± 0,17	6,2 – 8,2
Sílica (mg/L)	9,5 ± 1,3	<0,5	<12
Fluoreto (mg/L)	0,25 ± 0,11	0,04 ± 0,02	≤0,1
Turbidez (NTU)	1,20 ± 0,64	0,35 ± 0,18	<2
TOC (mg/L)	6,5 ± 1,1	<1,0	-

FONTE: AUTOR (2014)

A presença de fosfato e nitrogênio na água de alimentação, mesmo nas concentrações apresentada na TABELA 5, pode acelerar a formação de *bioufouling*, o qual, associado com alguns íons inorgânicos como ferro e manganês podem causar incrustações irreversíveis, comprometendo os parâmetros da membrana como rejeição de sais e recuperação e até diminuído a vida útil desta.

4.5 TESTE DE LONGA DURAÇÃO DA OR

Esta segunda bateria de ensaios foi realizada visando averiguar o comportamento na remoção dos parâmetros condutividade, turbidez, cloretos e fluoretos da membrana ao longo do tempo do teste piloto.

4.5.1 Resultado das determinações de condutividade elétrica

Com a finalidade de medir a retenção de solutos através da membrana, usualmente se utiliza a verificação da concentração de sólidos totais dissolvidos na corrente de alimentação e no permeado. Mesmo após o tratamento da água pela membrana da OR, a concentração de STD inclui pequenas quantidades de materiais orgânicos, os quais podem ser desprezados, e a concentração de sais dissolvidos, que têm efeito sobre a condutividade. Ela pode ser utilizada, então, para estimar os STD nas correntes de alimentação e do permeado. A condutividade apresenta variação linear e proporcional à concentração total de sais. Foi utilizada a condutividade para avaliar a retenção de sais.

A baixa condutividade do permeado, comparada com a da água de alimentação, revela a alta remoção de sais pela membrana igual a $89,6 \pm 5,0\%$.

A variação da eficiência do processo de tratamento da ETAIA pode ser visto na FIGURA 21, observando-se a condutividade da água de alimentação, que apresenta uma variação na condutividade de 200 até 536 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Isso indica que o tratamento não consegue fornecer uma qualidade constante na concentração de sólidos dissolvidos. Este fato pode ser atribuído a deficiências do processo de tratamento da ETAIA, outra influência na qualidade da água produzida na ETAIA é a precipitação, ou seja, quanto a qualidade da água in-natura melhora, devido ao efeito de diluição das chuvas, há uma melhora no tratamento da água industrial.

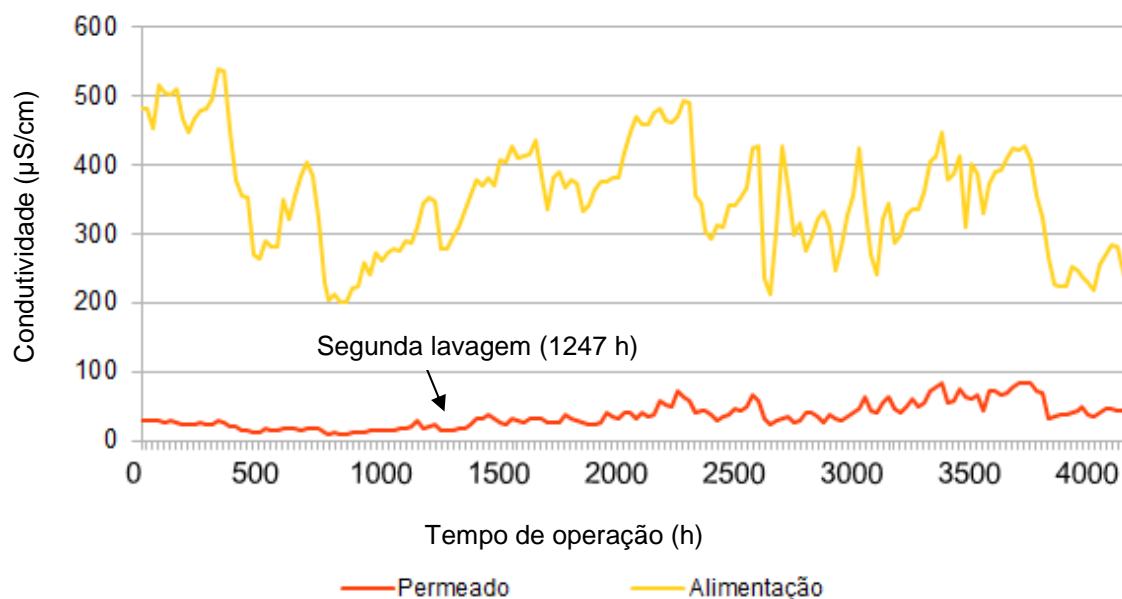


FIGURA 21 - MONITORAMENTO DA CONDUTIVIDADE DURANTE 4210 HORAS DE OPERAÇÃO.
FONTE: AUTOR (2015)

Este fato é visto na FIGURA 21, com as constantes oscilações do valor da condutividade na água de alimentação.

É possível verificar, ainda, por meio da FIGURA 21, que após a segunda lavagem química, efetuada com 1240 horas de operação, a rejeição de sais foi de $88,2 \pm 4,3\%$, menor que a observada anteriormente que era de $94,7 \pm 0,7\%$, indicando a que a membrana foi afetada pela lavagem química, associada à formação de *fouling*, pois a pressão transmembrana teve de ser aumentada, e houve uma redução na recuperação (FIGURA 19).

4.5.2 Resultado das determinações de turbidez

A turbidez é um parâmetro qual deve ser monitorado e controlado na água de alimentação da OR, pois a água natural é composta por materiais em suspensão, dissolvidos por material coloidal. Partículas coloidais são difíceis de remover e que podem formar com outras substâncias (ferro, sílica, manganês) uma camada de incrustação, de difícil remoção. A água de alimentação da OR deve ter propriedades específicas e uma turbidez menor que 1 NTU.

O monitoramento contínuo da turbidez indicou que a qualidade do permeado apresenta uma variação menor que a da água industrial, mesmo após as três lavagens, e a média $0,29 \pm 0,10$ NTU contra $0,95 \pm 0,28$ NTU da água industrial,

conforme mostra FIGURA 22. Isso indica que o sistema é capaz de produzir um permeado com padrão estável de turbidez (menor que 1 NTU), independente da variação do fluxo de alimentação, recuperação do sistema e pressão transmembrana.

Para a água que foi filtrada pelo leito de GAC, obteve-se uma média de $0,64 \pm 0,24$ NTU, demonstrando que o filtro de carvão reduziu os níveis deste parâmetro em média 32 % durante todo teste de longa duração, ratificado sua eficiência já demonstrada anteriormente (FIGURA 18).

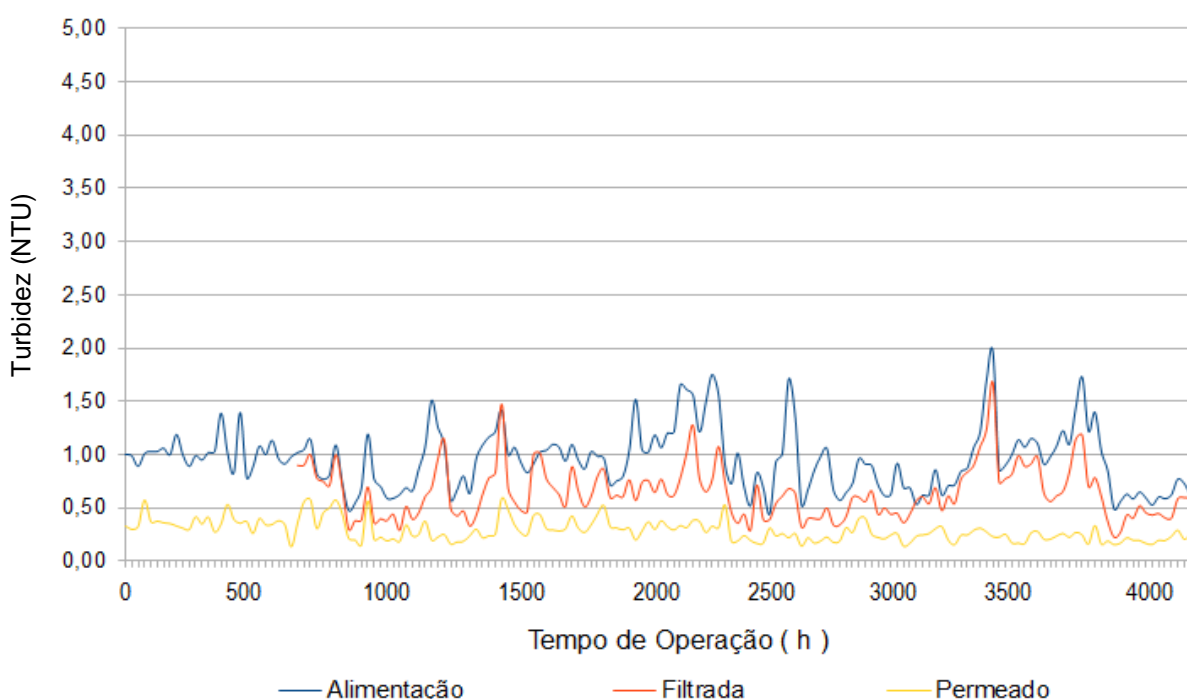


FIGURA 22 - MONITORAMENTO DA TURBIDEZ DURANTE 4210 HORAS DE OPERAÇÃO
FONTE: AUTOR (2015).

4.5.3 Resultado da determinação de cloretos e fluoretos

O íon cloreto foi utilizado como parâmetro padrão a ser monitorado, pois é um elemento monovalente, qual possui uma das menores pressões osmótica, fracamente hidratado. Sua hidratação é o fator que influi no raio do hidrato formado, o qual é menor para todos os ânions. Por isso, pode passar através da membrana mais facilmente, conforme demonstrou Phuntsho *et al.* (2013) em seu trabalho, no qual demonstrou que havendo dano na membrana, este é principal íon cuja rejeição

diminui. Além que é dos principais parâmetros quais apresentação sua concentração fora das especificações na água tratada na ETAIA.

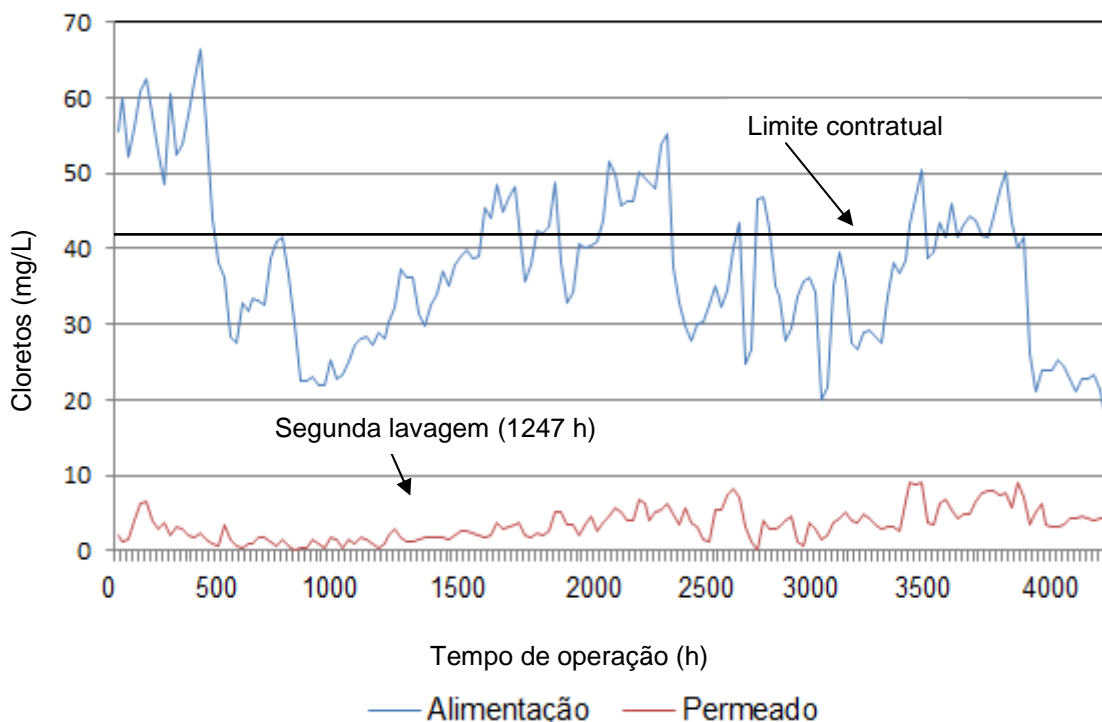


FIGURA 23 - MONITORAMENTO DE CLORETO NA ÁGUA INDUSTRIAL E NO PERMEADO
FONTE: AUTOR (2015).

A análise da FIGURA 23 demonstra que, apesar da maior flutuação de sais da água de alimentação, a OR produz uma água menor variação da concentração de sais.

A rejeição do íon cloreto se deve a dois principais motivos: a polarização dos sais na superfície da membrana e a necessidade de um aumento da pressão de trabalho para manter a taxa de recuperação. Portanto, com uma pressão maior, há rejeição menor de sais, e este fato pode ser observado até na segunda lavagem química, com 1296 horas de operação. A partir desse processo, já se observa que a rejeição diminui muito, e isso pode ser atribuído a danos causados pela lavagem química da membrana.

O íon fluoreto é muito danoso às resinas de trocas iônicas utilizadas nas plantas de desmineralização da água a ser utilizada para geração de vapor, pois o fluoreto se liga a ela e não é removido pela lavagem química, esse íon é um dos principais agentes formadores de *fouling*.

Em relação ao fluoreto, houve uma rejeição a que flutua muito de 50 a 100 %, e esse fato pode ser explicado pela estabilidade do hidrato é muito sensível à mudança de pH e temperatura, a qual não foi controlada no estudo realizado. Conforme aumenta a colmatação da membrana, esse íon prefere ficar aderido ao *fouling*, devido ao equilíbrio de cargas (SHEN *et al.*, 2015).

Foi verificado posteriormente que a metodologia de análise de fluoreto tem como interferente o íon cloreto qual esta presente na água de alimentação e no permeado, portanto os resultados são influenciados pela concentração, explicando a grande variação apresentada nas análises.

4.5.4 SDI

A determinação do SDI é essencial em todos os projetos de membranas, mas assume importância especial em sistemas de osmose reversa. Águas com índices excessivos de *fouling* podem causar o bloqueio irreversível dos módulos espirais, e devem ser submetidas a algum tipo de pré tratamento que produza um efluente com características adequadas, para o processamento desta água pelas membranas.

O monitoramento SDI na água alimentação apresentou valor médio de $6,6 \pm 0,3$. Comparando este valor com recomendação, o valor obtido no teste piloto é muito superior aos recomendados para sistemas envolvendo membranas de OR, qual deve ser menor que 3 (JAMALY *et al.*, 2014).

Os índices indicam que a água de alimentação possui alto grau de contaminação e de material coloidal com grande capacidade de formação de incrustações. A FIGURA 24 mostra como ficou uma das membranas de microfiltração utilizada, após o teste com SDI.

Como pode ser observado na FIGURA 24, com a passagem da água de alimentação pela membrana de $0,45 \mu\text{m}$, uma porosidade cerca de 1000 vezes maior que uma membrana de OR, já ocorre a deposição de material contido da água de alimentação. Em uma membrana de OR esta deposição poderá causar incrustações e *fouling*, causando uma redução na vida útil.

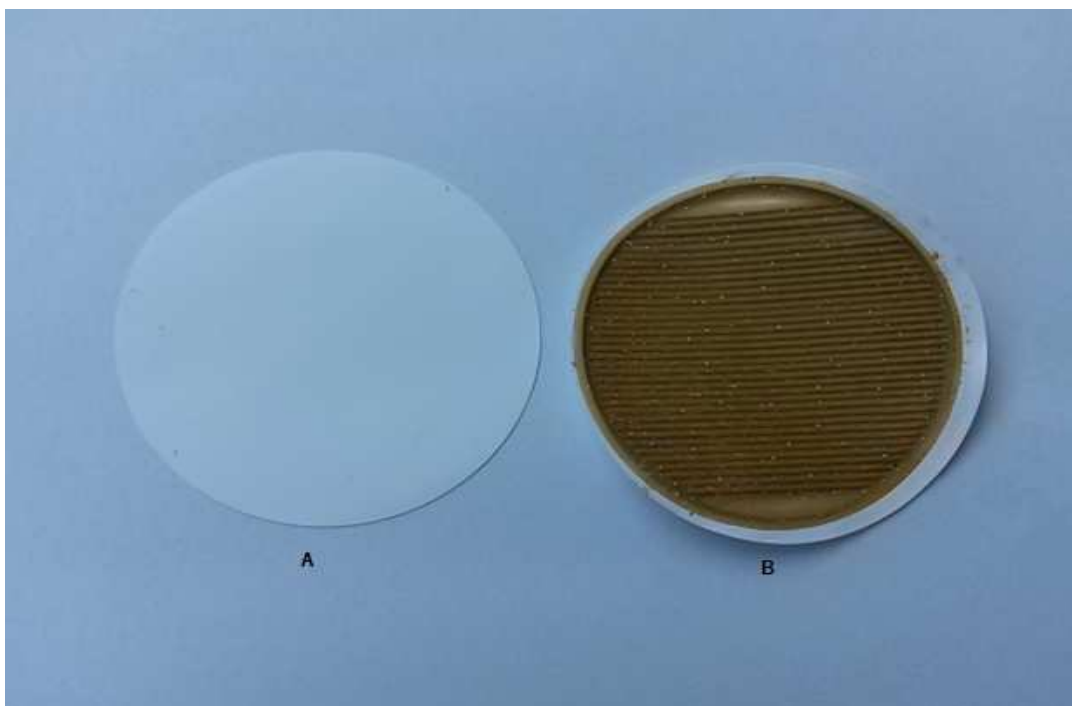


FIGURA 24 - MEMBRANA NOVA UTILIZADA NO TESTE DE SDI (A), MEMBRANA COLMATADA POR MATERIAL COLOIDAL DA MEMBRANA UTILIZADA NO TESTE DE SDI (B)
FONTE: AUTOR (2015).

4.6 AUTÓPSIA DA MEMBRANA

4.6.1 Teste de Fujiwara

No teste efetuado com a membrana ESPA 1 - 4040, em todas as nove amostras retiradas, constatou-se uma coloração rósea (FIGURA 25), confirmando o ataque da membrana por halogêneos. Esse ataque foi verificado em todos os nove pontos analisados da membrana. Durante os testes, não foi verificada a presença de cloro livre na água de alimentação, que pudesse justificar o ataque da membrana.

O cloro na presença de material orgânico pode formar as cloraminas, em membranas de poliamida esse composto de cloro segue o mesmo mecanismo para a degradação observada para o cloro e o dióxido de cloro. As altas taxas de oxidação causadas pelas cloraminas na membrana estão associadas ao ferro incorporado na solução. Por essa razão, no estudo verifica-se o efeito de catalisadores metálicos tais como: o ferro e alumínio presentes na água de alimentação da OR, sobre a degradação da membrana na presença da cloramina.

Analisando os dados obtidos por Tessaro *et al.* (2005) referentes à exposição das membranas de poliamida ao cloro e dióxido de cloro, respectivamente, e comparando com os resultados quando foram utilizadas soluções de cloramina, pode-se observar que o aumento da agressividade do oxidante ocorre na seguinte ordem: cloraminas, dióxido de cloro e cloro aquoso. Como consequência, há o ataque na membrana e um aumento na passagem de sal no permeado. Portanto, pode-se aferir que houve a formação de cloramina e a passagem de dióxido de cloro em algum momento do experimento, não detectado nas análises realizadas.



FIGURA 25 - COLORAÇÃO ROSEADA APRESENTADA NO TESTE DE FUJIWARA EM DIVERSOS PONTOS DA MEMBRANA ESPA 1 - 4040
FONTE: AUTOR (2015).

4.6.2 Análise estrutural da membrana

Após as 4.210 horas de operação, a membrana (ESPA 1 - 4040) foi retirada do equipamento de OR para autópsia.

Não foram observados danos mecânicos nas juntas e no invólucro de fibra de vidro, conforme ilustram as FIGURAS 26, 27 e 28, indicando que a montagem e a operação do sistema, principalmente no parâmetro pressão de operação, foi adequado durante o período de teste.



FIGURA 26 - INVÓLUCRO DE FIBRA DE VIDRO DA MEMBRANA ESPIRAL DA OR.
FONTE: AUTOR (2015).

A partir da FIGURA 27 é possível ver que o invólucro de fibra de vidro, onde está alojada internamente a membrana ESPA 1 – 4040, não apresentou fissuras ou sinais de danos à sua estrutura.



FIGURA 27 - IMAGEM DA EXTREMIDADE DO INVÓLUCRO DA MEMBRANA DE OR,
VISTA DA SAÍDA DE PERMEADO.
FONTE: AUTOR (2015).



FIGURA 28 - DETALHE DAS VEDAÇÕES DA MEMBRANA. APÓS 4120 HORAS DE OPERAÇÃO
FONTE: AUTOR (2015).

A partir da FIGURA 27 e 28 é possível observar que as extremidades e as vedações da membrana estavam em boas condições após as 4210 horas de operação. Estas condições encontradas na parte externa do invólucro da membrana mostraram que a operação e montagem do equipamento OR foram corretas.

Observou-se que a entrada de água de alimentação da membrana, apresentou uma grande quantidade de material depositado. Como são depósitos de forma amorfa e em pequenos aglomerados, pode-se aferir que esse material tem origem no material coloidal e biológico presente na água de alimentação, conforme teste de SDI (FIGURA 24).



FIGURA 29 - DEPÓSITOS AMORFOS NA ALIMENTAÇÃO DO MÓDULO DA OR.
FONTE: AUTOR (2015)

Henthorne e Boysen também observaram a mesma formação em seu estudo com OR, atribuindo esta a formação ao fenômeno de formação de *biofouling*.

Na FIGURA 30 pode-se observar uma coloração esverdeada intensa no pré-filtro antes da membrana, referente à segunda troca desse elemento.



FIGURA 30 - IMAGEM DO FILTRO DE 5 μm , APRESENTA UM DESENVOLVIMENTO BIOLÓGICO INTENSO.
FONTE: AUTOR (2015).

Esse desenvolvimento de algas verdes se deve à ausência de um agente biocida. Outra causa é a alta concentração de nutrientes na água de alimentação. Nesses casos, Nguyen *et al.* (2012) sugerem a utilização de biocidas não oxidantes para controle do desenvolvimento de material biológico tanto no filtro, como nas membranas. A sua ausência leva ao desenvolvimento de material biológico, tais como algas verdes, presentes no pré-filtro da OR (FIGURA 31).

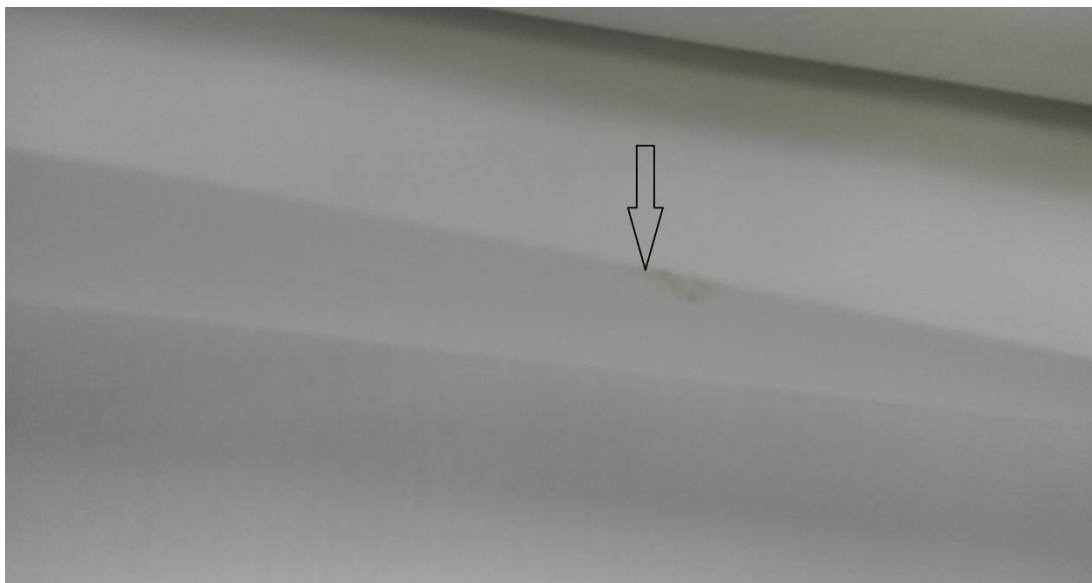


FIGURA 31 - TELA DE SEPARAÇÃO DA PARTE INTERNA DA MEMBRANA POR ONDE É RECOLHIDO O PERMEADO, PRESERVADA
FONTE: AUTOR (2015).

Na FIGURA 31, evidencia-se que a tela separadora das faces internas da membrana, onde é recolhido o permeado. Observa-se que a tela separadora não apresentou nenhum tipo de ataque físico ou químico, evidenciando que não houve problema estrutural nesse elemento da membrana.

Quando da abertura da membrana espiral, observado nas FIGURAS 32 e 33, foram encontrados depósitos marrom na superfície da membrana, inclusive com odor de “peixe”, e de textura bem viscosa.



FIGURA 32 - DETALHE DA TELA (ESPAÇADOR) ENTRE A MEMBRANA POR ONDE É INTRODUZIDA A ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO.
FONTE: AUTOR (2015).

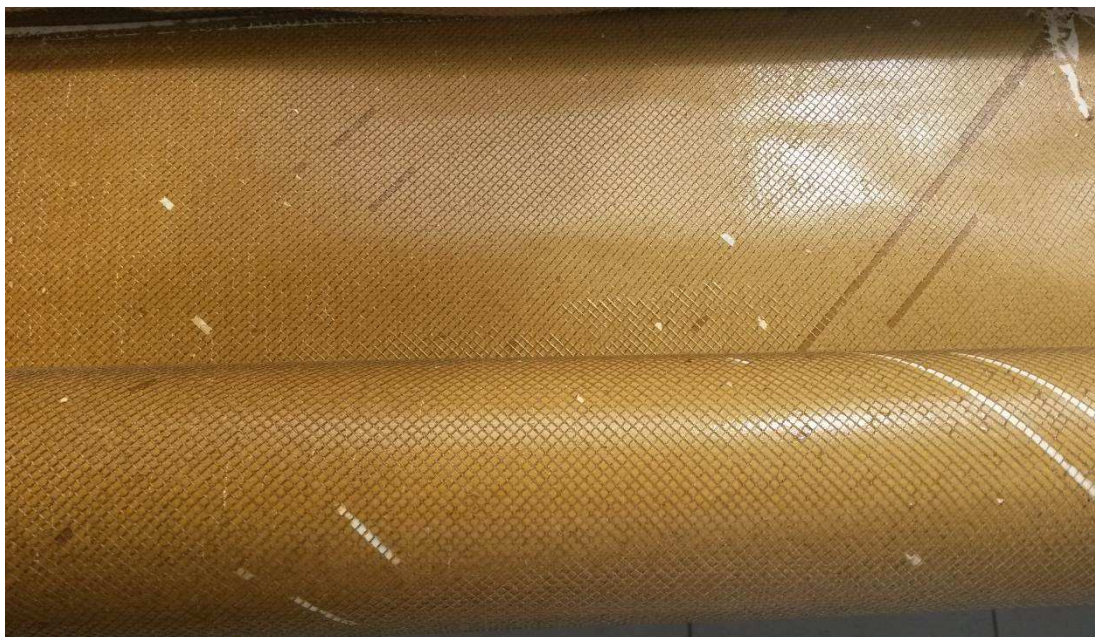


FIGURA 33 - SUPERFÍCIE DA MEMBRANA ONDE É INTRODUZIDA A ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO
FONTE: AUTOR (2015).

Essa cor e odor podem indicar depósitos de ferro e/ou *biofouling*, que conforme Chesters *et al.* (2013), são as duas principais causas de entupimento da membrana.

Na FIGURA 33 observa-se que as membranas foram comprimidas pelo espaçador da água de alimentação, com impressões na membrana com formatos em “X”. Esse efeito está relacionado com a alta pressão aplicada, especialmente antes das limpezas químicas quando a membrana apresentou um baixo fluxo de permeado, neste caso, sendo necessário elevar a pressão de trabalho. A rugosidade, com vales e manchas mais profundas, facilita o acúmulo de material, acentuando as incrustações, que em última análise diminuem o fluxo do permeado e também impedem a limpeza eficaz da membrana.

Quando da análise da parte interna da membrana (FIGURA 34), pode-se observar que houve um ataque químico, que pode ter ocorrido pelo agente oxidante ou durante o procedimento de limpeza química da membrana. Tal ataque pode ser visualizado na região amarelada, onde houve a passagem de ferro e manganês devido a coloração marrom característica e detecção dos mesmos na análise de SEM – EDX.

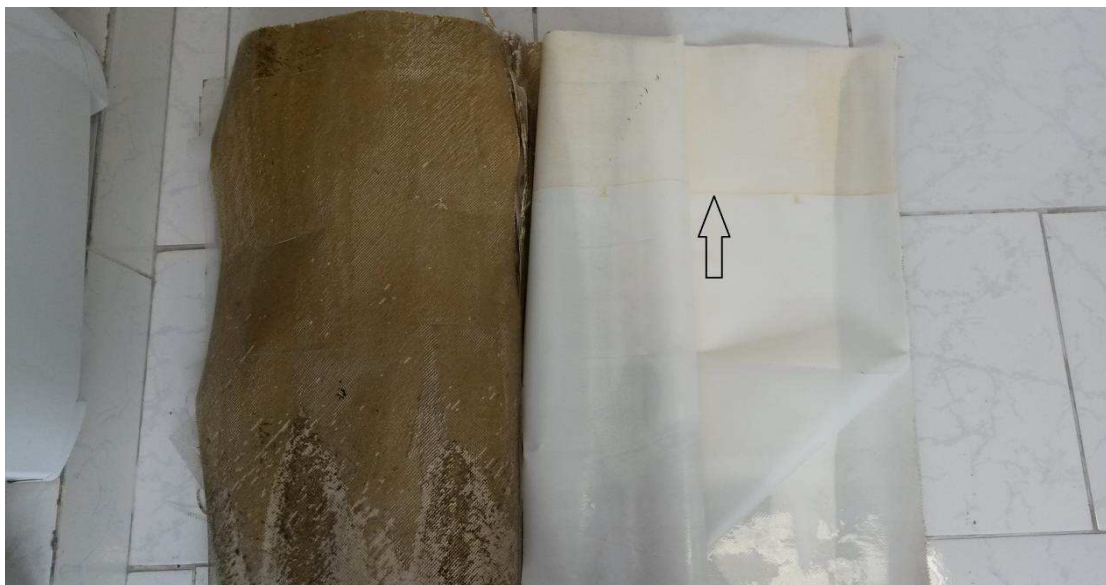


FIGURA 34 - REGIÃO AMARELADA NA PARTE INTERNA DA MEMBRANA, DEVIDO AO ATAQUE QUÍMICO
FONTE: AUTOR (2015)

4.6.3 Análise dos componentes orgânicos e inorgânicos da incrustação

A TABELA 6 apresenta composição dos teores orgânicos e inorgânicos do material depositado na membrana. Os dados para a perda de massa por ignição a 550°C revelam o teor do componente orgânico no depósito de $3,66 \pm 0,29 \text{ g/m}^2$, correspondendo a $73.97 \pm 3,08\%$ do peso seco. A deposição orgânica foi o principal problema para a membrana de RO em termos do peso seco.

TABELA 6 - TEOR DE COMPONENTES ORGÂNICOS E INORGÂNICOS ENCONTRADOS NO MATERIAL DEPOSITADO SOBRE A MEMBRANA

PESO SECO-PS (g/m ²)	COMPONENTE ORGÂNICO (g/m ²)	FRAÇÃO ORGÂNICA (% PS)	COMPONENTE INORGÂNICO (g/m ²)	FRAÇÃO INORGÂNICA (% PS)
$5,11 \pm 0,34$	$3,66 \pm 0,29$	$73.97 \pm 3,08\%$	$1,45 \pm 0,29$	$26,02 \pm 3,08$

FONTE: AUTOR (2015).

A massa dos componentes inorgânicos representa $1,45 \pm 0,29 \text{ g/m}^2$ ou $26,02 \pm 3,08\%$ do peso seco. Esse resultado é semelhante ao relatado por Raffin *et al.* (2013), com 86,6% de material orgânico na ignição a 550°C, o qual atribuiu o problema de colmatção de seu experimento à formação de *biofouling*. Segundo Chester *et al.* (2013), os depósitos de origem orgânica (*biofouling*) são o principal problema de formação de *fouling* com maior incidência em membranas de OR. A

proporção dos componentes orgânicos e inorgânicos depositados na membrana RO foi influenciada pela qualidade da água de alimentação e pelo material da membrana, ratificando o que foi visualmente identificado, na etapa anterior da autópsia.

4.6.4 Análise de EDX E SEM

Quantidades mais elevadas da relação C/O nas amostras removidas na camada de colmatagem foram devido, em parte, a deposições orgânicos e/ou biológicas. As partículas com alto teor de Si, O e Al são frequentemente encontradas sobre a superfície da membrana. A análise de difração de raios-X (EDX) apontou como principais constituintes da incrustação Si, C, Al, Fe e O, o que sugere que os depósitos continham quantidades significativas de material orgânico, minerais de argila silicato e compostos de ferro (XU; BILLONA; BREWES, 2010).

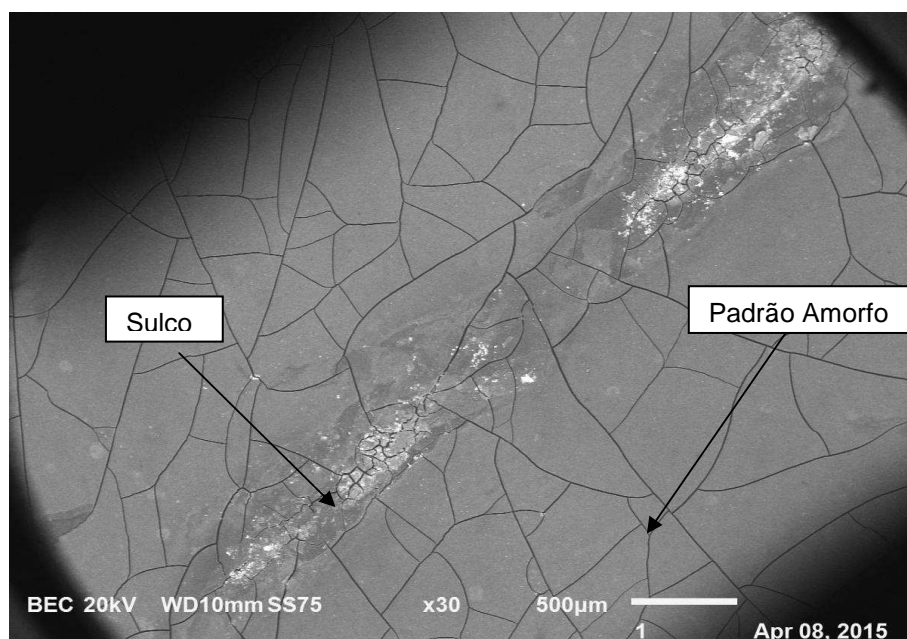


FIGURA 35 - SUPERFÍCIE DA MEMBRANA COM *FOULING*, PADRÃO AFORMO E SULCO PROVOCADO PELO ESPAÇADOR (INDICAÇÃO).
FONTE: AUTOR (2015).

Nas análises microscópicas foram observadas partículas de diversos tamanhos, apesar de que com o mesmo nível de magnificação, não houve sinais de estruturas cristalinas, conforme observadas na ampliação (FIGURA 35). Esta imagem mostra que o padrão de incrustação nas superfícies da membrana de RO

não é formado de um único sistema compacto, e que a incrustação é desigual ao longo da superfície da membrana. A principal contribuição dessas análises foi a identificação da natureza dos depósitos com características predominantemente amorfa.

O sulco indicado na FIGURA 35 foi provocado pela pressão dos espaçadores na membrana, já observado na análise macroscópica, e também evidenciado nesta micrografia. Esse fato causa uma limpeza química ineficiente nesses locais, onde há a possibilidade de acúmulo de elementos químicos, diferentes do restante da membrana, tais como K, Ba e S, e visualmente se pode aferir tal efeito na micrografia, pois se tem uma tonalidade diferente nessa região. A ocorrência de sulcos também foi verificada por Altman *et al.* (2012) em seu estudo, onde houve a compostos inorgânico nesta região.

Esta imagem se mostra característica de uma colmatção da membrana por biofouling, as rachaduras foram causadas pela secagem da membrana (WIBISONO, *et al.*, 2015).

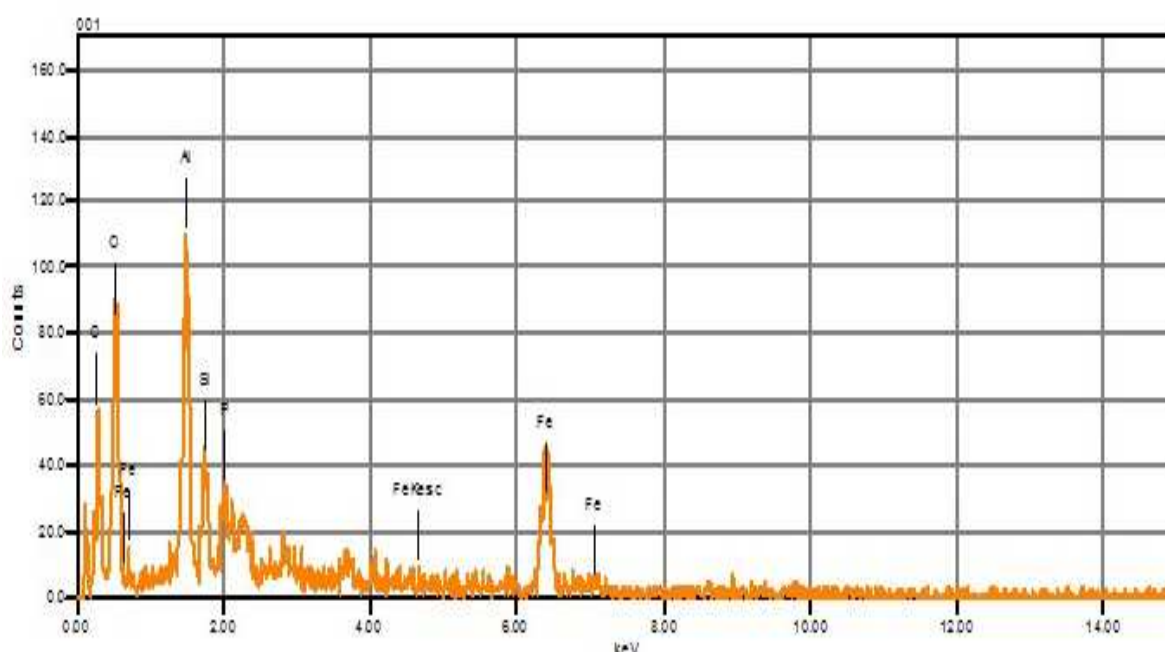


FIGURA 36 - ESPECTRO DE EDX DA MEMBRANA DAS ÁREAS COM AS INCRUSTAÇÕES ONDE OS COMPONENTES PRINCIPAIS SÃO C, O, Fe, Al e Si.
FONTE: AUTOR (2015).

O espectro de EDX (FIGURA 36) de superfícies na camada com os depósitos e em diversas regiões analisadas são muito semelhantes para a maioria da região amorfa e apresentam em sua constituição semiquantitativa C, O, Fe, Al, Si e P. A concentração dos elementos mostrou-se bem variada, mas sempre com as maiores concentrações de C e O e menores concentrações de P. Ratificando o alto teor de matéria orgânica presente na água tratada na ETAIA.

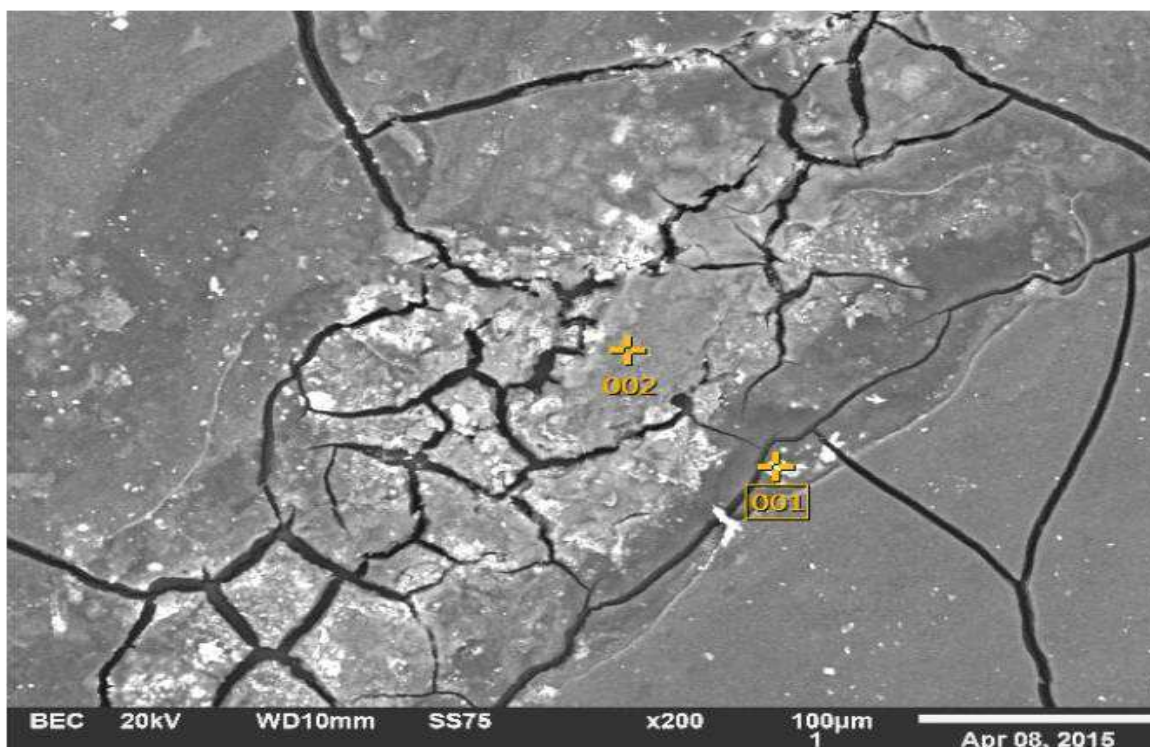


FIGURA 37 - REGIÃO ONDE HOUVE A PRESSÃO DOS ESPAÇADORES NA MEMBRANA DE OR
FONTE: AUTOR (2015).

NOTA: ELA FOI MARCADA PELA TELA DE SEPARAÇÃO DA ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO
NOS PONTOS 1 E 2, ONDE FOI OBTIDO O ASPECTO DE EDX

Nas áreas com vales (FIGURA 37), devido à alta pressão na tela de separação, observa-se uma composição semiquantitativa bem variada, tendo como componentes: C, O, Al, Si, Fe, P, S, Ca, K e Ba (FIGURA 38). Estes dados ratificam que a limpeza química nessas regiões não é efetiva.

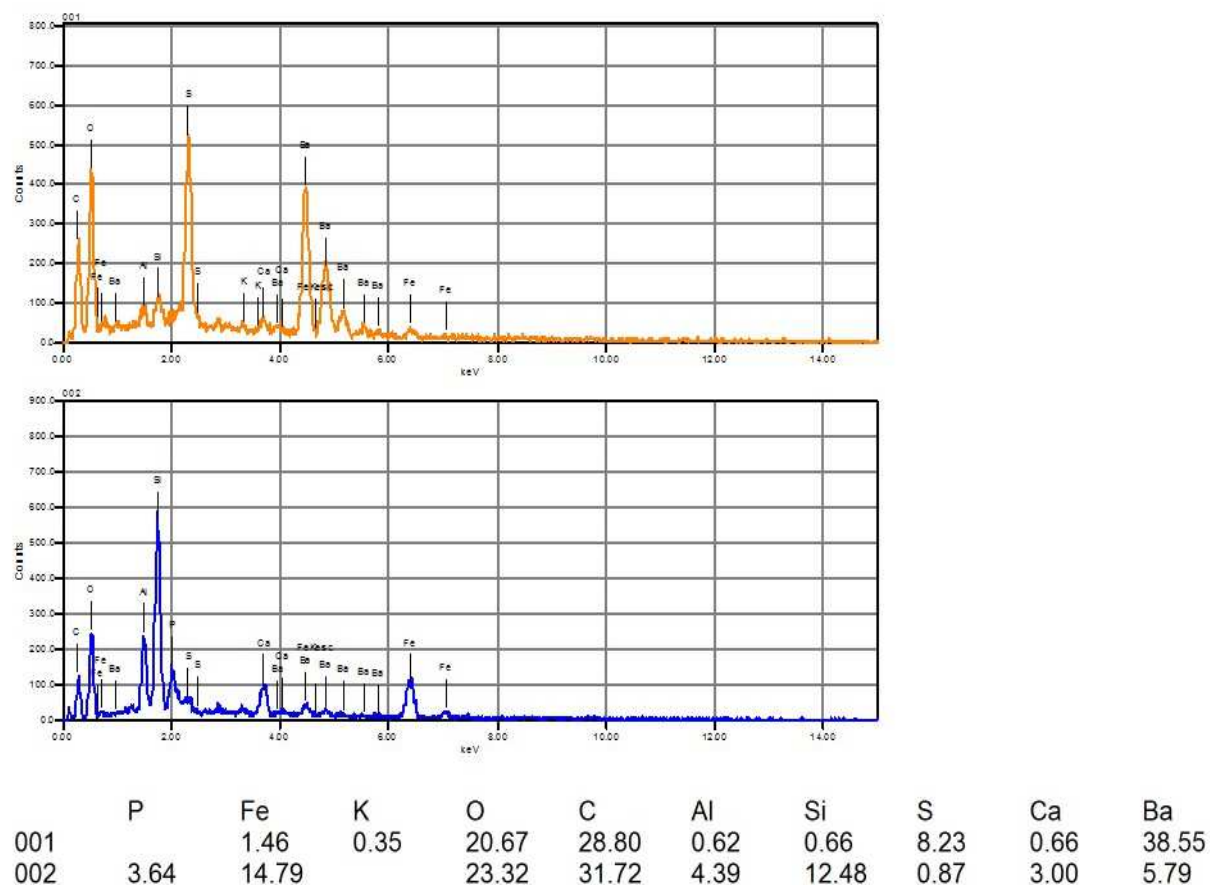


FIGURA 38 - ESPECTRO DE EDX ONDE HOUVE AQUISIÇÃO DA COMPOSIÇÃO DO PONTO 001 E 002, .
 FONTE: AUTOR (2015).

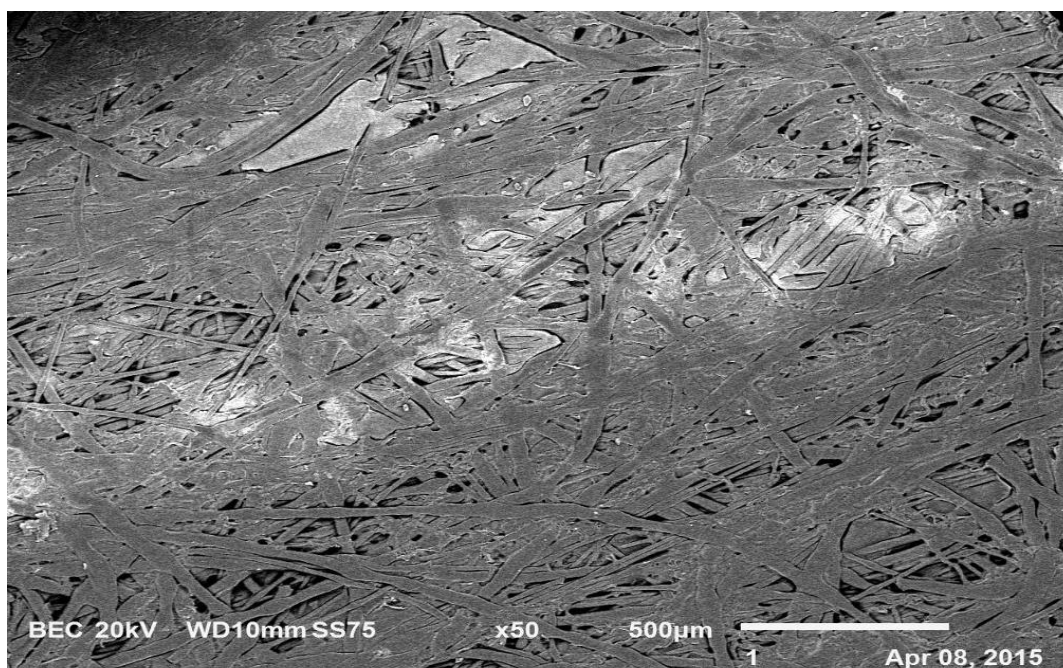


FIGURA 39 - AÇÃO DE AGENTES OXIDANTE NA PARTE INTERNA DA MEMBRANA DE OR.
 FONTE: AUTOR (2015)

A análise de MEV apresentada na FIGURA 39 foi utilizada para averiguar a região que sofreu o ataque pelo agente oxidante, conforme já averiguado visualmente na membrana de OR e apresentado na FIGURA 35. Nessa micrografia, pode-se observar que houve danos à membrana de OR com a presença de cavidades ou furos. A análise de EDX mostrou a presença de Fe e S preenchendo esses espaços, e isso justifica a cor marrom observada na parte interna da membrana na análise visual.

Na FIGURA 40, pode-se observar uma única amostra onde foi identificada uma região com morfologia cristalina, com predominância de bário, mais provavelmente sulfato de bário. Nessa região, a análise de EDX mostrou uma composição de 30,1% de Ba, 30,3 % C, 7,7 % S, e 1,6 % P.

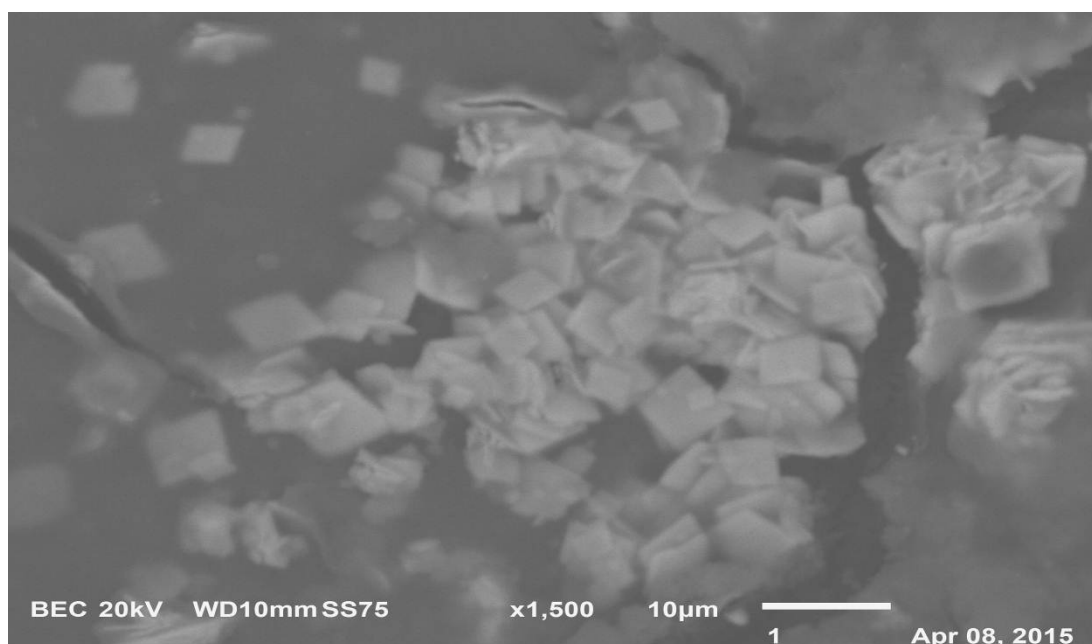


FIGURA 40 - FORMA CRISTALINA NA DEPOSIÇÃO SOBRE A MEMBRANA DE OR.
FONTE: AUTOR (2015).

A micrografia do corte transversal das membranas mostra presença de poros, caracterizando o material como poroso. A seção transversal mostra macrovazios digitiforme e poros, aparentemente, interconectados. Pode-se verificar que houve diferença entre as superfícies das membranas e a presença da camada de deposição. A espessura da camada é cerca de 1/10 da espessura da membrana (FIGURA 41).

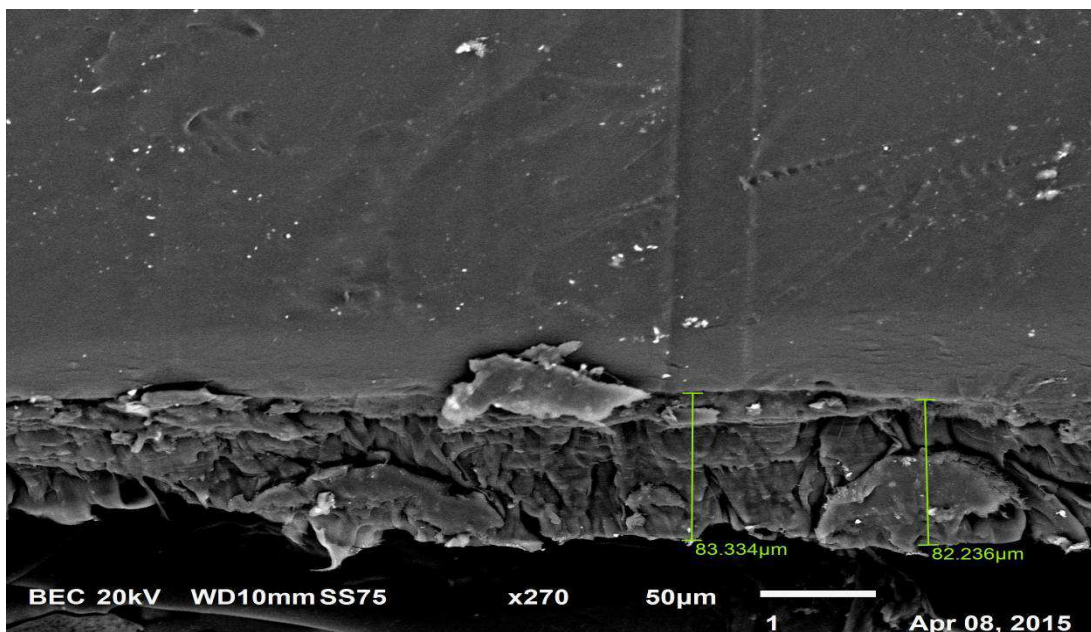


FIGURA 41 - REGIÃO TRANSVERSAL DA MEMBRANA DE OR.
 FONTE: AUTOR (2015).

Em geral, compostos orgânicos aderem fortemente a superfícies hidrofóbicas, constituindo uma barreira à permeação e levando a necessidade frequente de parada do sistema para limpezas químicas periódicas (TANG, 2010).

A camada de incrustação foi produzida por uma acumulação de material orgânico associado com substâncias inorgânicas. A análise elementar em toda a secção transversal da membrana é importante e pode ser usada para averiguar quais substâncias podem penetrar no interior dos poros da membrana e quais substâncias permanecem, principalmente, na superfície.

4.7 ANÁLISE DO CUSTO DE OPERAÇÃO DA OR

Os custos operacionais de cada processo, tanto OR como processo convencional de tratamento, foram comparados e analisados. Os custos das etapas em comum foram considerados apenas para o custo da água produzida na ETAIA, como mão de obra e produtos químicos.

O custo de produção de água da OR apresentou um acréscimo 153% quando comparado ao custo da água produzida na ETAIA. Essa diferença é devida, sobretudo, ao maior consumo de energia elétrica e à troca da membrana. O valor da água produzida pela OR foi de R\$ 2,92/m³.

No processo OR, os principais custos são: energia elétrica, troca da membrana e produtos químicos utilizados na sua limpeza. A distribuição do custo para o processos de tratamento por OR é apresentado na FIGURA 42.

Nota-se que o consumo de energia elétrica corresponde a 47% do custo total desse processo, que se deve propriamente à potência utilizada no sistema e ao alto custo da energia elétrica no Brasil devido a pressão utilizada, conforme identificado no estudo de Molina e Casañas (2010) utilizando membranas de OR.

O impacto com o consumo de energia pode ser reduzido mediante otimização da vazão da planta em escala real.

Para efeito de estudo em escala piloto, o custo de depreciação não foi considerado.

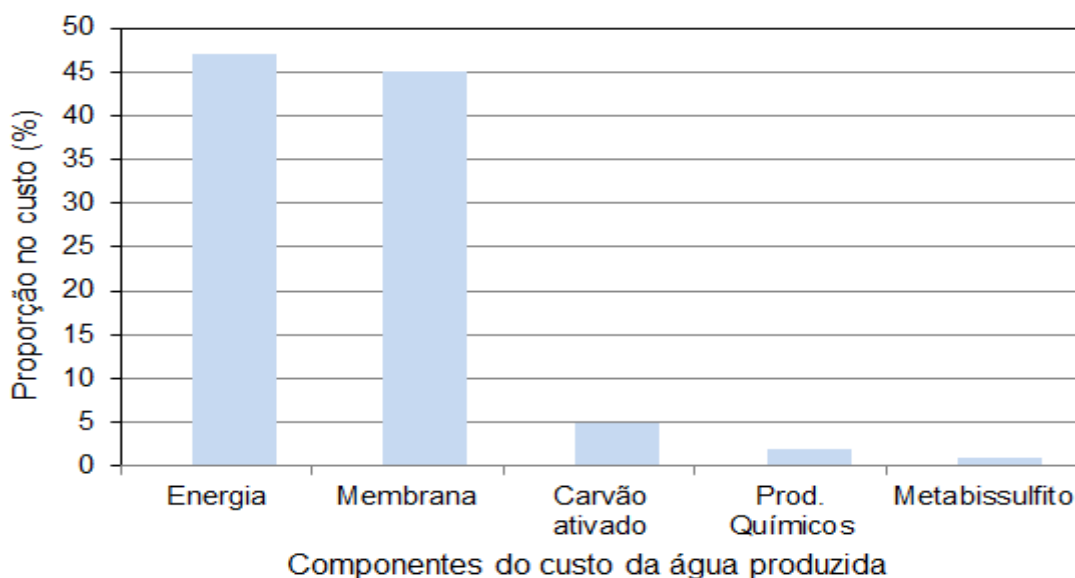


FIGURA 42 - DISTRIBUIÇÃO DE CUSTOS OPERACIONAIS DO PROCESSO DE OR
FONTE: AUTOR (2015).

A qualidade da água de alimentação da OR também influencia neste custo. Quanto melhor a qualidade maior a estimativa de vida útil da membrana e menor o custo com a troca desta.

Se a qualidade da água de alimentação, de melhor qualidade, há uma estimativa de duração da membrana de três anos, muito próximo da vida média das membranas utilizadas em diversos locais do mundo.

Considerando a rejeição média de sais da membrana de 89,6 %, pode-se realizar um estudo da mistura da água produzida pela OR com a água produzida

pela ETAIA, a fim de atender aos padrões de qualidade exigidos pelas indústrias, acarretando uma redução no valor por metro cubico.

É importante observar que os dados levantados com base na unidade piloto não podem ser totalmente extrapolados para a planta real, pois os valores como consumo de energia elétrica, mão de obra, substituição de membranas, manutenção, limpeza e depreciação podem ter custos menores por metro cúbico de água produzida na escala industrial, tendo em vista maiores proporções envolvidas (ZHAO *et al.*, 2013).

5 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Quanto a qualidade da água produzida na ETAIA em 2014, 14 dos 44 parâmetros não atenderam às exigências contratuais das indústrias.

O filtro de GAC, preenchido tanto com carvão de origem de casca de coco e de madeira, apresentaram uma eficiência na remoção de cloro de 100 % e também promoveram redução de turbidez, cor, ABS e fluoreto. A sua utilização é adequada para remoção de agentes oxidantes (cloro) que possam agredir a membrana.

A qualidade da água de alimentação da OR contribuiu para que ambas as membranas apresentassem a retenção salina e fluxo menor que o especificado pelo fabricante. Logo, uma melhoria no processo de tratamento da ETAIA ou a utilização de agentes dispersantes refletiriam na melhora dos parâmetros analisados.

Ao comparar as duas membranas, conclui-se que a membrana ESPA 2 LD-4040 apresentou melhor fluxo e maior resistência à formação de incrustações, devido aos componentes utilizados pelo fabricante na composição da membrana.

Durante a operação da membrana ESPA 1- 4040, foi necessário realizar três lavagens químicas, que pode ser considerado muito frequente. Tal fato contribuiu também para o ataque da membrana, reduzindo a sua vida útil.

Os valores de SDI se mantiveram acima de 6, afetando o desempenho das duas membranas testadas, e nesse caso é recomendada a implantação de um sistema de pré-tratamento para a remoção de material coloidal antes do modulo de OR.

A aplicação da OR para o tratamento da água produzida pela ETAIA se mostrou eficaz, produzindo um permeado com a qualidade dentro dos padrões exigidos no contrato com as indústrias, podendo assim ser utilizada como pós-tratamento para água produzida na ETAIA. Mas a água de alimentação tratada na ETAIA não é apropriada para abastecer a OR, e que, caso seja operada em escala real, haverá prejuízo para o desempenho da OR ao longo do tempo de operação.

Os dados do monitoramento contínuo da turbidez, condutividade e cloretos do permeado para membrana ESPA 1 – 4040 variaram menos em comparação com a água de alimentação, e com uma redução média de 90% em relação à água de alimentação, independente da variação de fluxo, recuperação, pressão de trabalho e das limpezas químicas.

Com a autópsia da membrana, conclui-se que houve a formação de depósito (*fouling*) de características orgânicas, havendo, assim, a colmatção da membrana e a necessidade de maior quantidade de limpezas químicas, o que causa uma redução da vida útil da membrana.

O custo da água produzida na ETAIA com a inclusão do sistema de OR é 253% maior que o valor da água produzida atualmente na ETAIA.

A operação da unidade piloto foi importante para se ter conhecimento das variáveis envolvidas na sua operação, visando à implementação da planta em escala real, tais como: o tipo de membrana a ser aplicada, as características da água de alimentação, o tipo de pré-tratamento e os custos envolvidos. Como a operação da planta em escala real envolve um investimento elevado. Os dados desta pesquisa possibilitará minimizar o risco do investimento e otimizar o seu *payback*.

Para as discussões futuras, recomenda-se um estudo da diluição da água produzida na ETAIA com permeado, visando à redução do custo da água a ser disponibilizada para as indústrias. Também recomenda-se a realização de um estudo para melhoria do tratamento na ETAIA, com a utilização de membranas de ultrafiltração, com a finalidade de melhorar a qualidade da água de alimentação da OR.

Devido a qualidade da água produzida na ETAIA ter características de efluente tratado, a utilização do efluente tratado da ETE Cachoeira, anexa a ETAIA, deve ser estudado como fonte de abastecimento.

REFERÊNCIAS

- ABBOTT, M.; COHEN, B. Productivity and efficiency in the water industry. **Utilities Policy**, v.17, n. 3, p. 233-244, 2009. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0957178709000241?np=y>>. Acesso em: 19/08/2014.
- AL-KARAGHOULI, A.; KAZMERSKI, L. Economic and Technical Analysis of a Reverse-Osmosis Water Desalination Plant Using DEEP-3. 2 Software. **Journal of Environmental Science and Engineering A**, v. 1, n. 3, p. 318-328, 2012. Disponível em: <www.davidpublishing.com/davidpublishing/upfile/4/8/2012/2012040885860849.pdf>. Acesso em: 11/02/2014.
- ALTMAN, S. J.; JENSEN, R. P.; CAPPELLE, M. A.; SANCHEZ, A. L.; EVERETT, R. L.; ANDERSON, H. L.; & MCGRATH, L. K. Membrane treatment of side-stream cooling tower water for reduction of water usage. **Desalination**, v. 285, p. 177-183, 2012. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916411008472>>. Acesso em: 01/02/2015.
- ALTURKI, A. A.; TADKAEW, N.; MCDONALD, J. A.; KHAN, S. J.; PRICE, W. E.; NGHIEM, L. D. Combining MBR and NF/RO membrane filtration for the removal of trace organics in indirect potable water reuse applications. **Journal of Membrane Science**, v. 365, p. 206-215, 2010. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738810007052>>. Acesso em: 22/03/2016.
- ANA - AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS. **Atlas Brasil: Abastecimento urbano de água: panorama nacional**. Brasília: Engecops/Cobrape, 2010.
- ANADÃO, P. **Ciência e tecnologia de membranas**. São Paulo: Artliber, 2010.
- ANDREOLI, C.; DALARMI, V.; LARA, A. I.; ANDREOLI, F.N. Limites ao desenvolvimento da região metropolitana de Curitiba, impostos pela escassez de água. In: SIMPÓSIO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 9, 2000, Porto Seguro. **Anais**. Curitiba, 2000. p. 185-195.
- BAKER, R. W. **Reverse osmosis**. Membrane technology and applications. 2004. Disponível em: <<http://onlinelibrary.wiley.com/book/10.1002/0470020393>>. Acesso em : 04/10/2014 >. Acesso em: 11/10/2014.
- BANDELA, N. N.; KOLIYAR, J. G. Status of water quality and problems related to corrosion in cooling tower of fertilizer industry. **Journal of Environmental Research and Development**, v. 6, n. 3A, 2012. Disponível em: <ad.org/ppapers/dnloawww.jerd.php?vl=6&is=3A&st=681>. Acesso em: 11/10/2014.
- BELFORT, G.. **Synthetic Membrane Process: Fundamentals and Water Applications**. New York, Elsevier, 2012.

BERTOLO, R.; HIRATA, R.; CONICELLI B.; SIMONATO, M.; PINHATTI A.; FERNANDES, A. Água subterrânea para abastecimento público na Região Metropolitana de São Paulo: é possível utilizá-la em larga escala. **Revista DAE**, São Paulo, n. 63, p. 6-18, 2015.

BIXIO, D.; THOEYE, C.; WINTGENS, T.; RAVAZZINI, A.; MISKA, V.; MUSTON, M.; MELIN, T.. Water reclamation and reuse: implementation and management issues. **Desalination**, v. 218(1), p. 13-23, 2008. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916407005073>>. Acesso em: 18/08/2015.

BLANDIN, G.; VERLIEFDE, A. R.; TANG, C. Y.; CHILDRESS, A. E.; LE-CLECH, P. Opportunities to reach economic sustainability in forward osmosis–reverse osmosis hybrids for seawater desalination. **Desalination**, v. 363, p. 26-36, 2015. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916414006493>>. Acesso em: 01/12/2015.

BOO, C.; LEE, S.; ELIMELECH, M.; MENG, Z.; HONG, S. Colloidal fouling in forward osmosis: role of reverse salt diffusion. **Journal of Membrane Science**, v. 390, p. 277-284, 2012. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738811008799>>. Acesso em: 01/06/2015.

BRASIL. Resolução Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA 430, 13 de maio de 2011 Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005.

BRASIL. Resolução Ministério da Saúde – 2914-MS, de 2011 Dispõe sobre as condições e padrões de potabilidade de água.

BRITES, A. P. Z, **Enquadramento dos corpos de água através de metas progressivas**. Tese (Doutorado em Engenharia), Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, Departamento de Engenharia Hidráulica e Santária, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2010.

BUNANI, S.; YÖRÜKOĞLU, E.; YÜKSEL, Ü.; KABAY, N.; YÜKSEL, M.; SERT, G. Application of reverse osmosis for reuse of secondary treated urban wastewater in agricultural irrigation. **Desalination**, v. 364, p. 68-74, 2015. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916414004111>>. Acesso em: 10/12/15.

CASANÃS, G.; SANZ, J.; TEBERNA, E.; GUERRERO, L.; ORTIGA, J. M. Predicción del ensuciamiento coloidal en sistemas de ósmosis inversa y nanofiltración. Aplicación del índice de atascamiento modificado (MFI). **Tecnología del agua**, v.257, p. 54-61, 2005. Disponível em: <http://scholar.google.com.br/scholar?q=A+Casa%C3%B1as%2C+J+Sanz&btnG=&hl=pt-BR&as_sdt=0%2C5>. Acesso em: 22/01/2015.

CASSINI, A. S. **Estudos de processos alternativos no pré-tratamento de efluentes provenientes da produção de isolados protéicos**. 2008. 195 f. Tese (Doutorado em engenharia química) - Escola de engenharia, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2008.

CHESTERS, S. P.; PENA, N.; GALLEGOS, S.; S.; FAZEL, M.; ARMSTRONG, M. W.; DEL VIGO, F. Results from 99 seawater RO membrane autopsies. **IDA Journal of Desalination and Water Reuse**, v. 5, n. 1, p. 40-47, 2013. Disponível em: <<http://www.tandfonline.com/doi/abs/10.1080/19443994.2012.699509#.VdHxeJOql0A>>. Acesso em: 04/09/2014.

CHON, K.; KIM, S.J.; MOON, J.; CHO, J. Combined coagulation-disk filtration process as a pretreatment of ultrafiltration and reverse osmosis membrane for wastewater reclamation: an autopsy study of a pilot plant. **Water Research**., v. 46, p. 1803-1816, 2012. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135412000085>>. Acesso em: 12/10/2014.

CETESB - COMPANHIA AMBIENTAL DO ESTADO DE SÃO PAULO. **Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental- Água de Reúso**. 2014. Disponível em: <<http://cetesb.sp.gov.br>>. Acesso em: 11/05/2014.

COSTA, T. R. D. **Técnicas analíticas para autópsia de membranas de osmose reversa**. 79 f. Dissertação (Dissertação)Mestrado em Microbiologia do Instituto de Ciências Biomédicas) - Universidade São Paulo, São Paulo, 2011.

CRISTÓVÃO, R. O.; BOTELHO, C. M.; MARTINS, R. J.; LOUREIRO, J. M.; BOAVENTURA, R. A. Fish canning industry wastewater treatment for water reuse—a case study. *Journal of Cleaner Production*, v. 87, p. 603-612, 2015. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0959652614011196>>. Acesso em: 13/01/2016.

DA SILVA, E. M. S.; DE MESQUITA FABIAN, J.; CAMARGO, M.; DOS SANTOS, M. R.; HÜBNER, M. Sustentabilidade e responsabilidade socioambiental: o uso indiscriminado de água. **Maiêutica-Gestão Ambiental**, v. 4, p. 57-66, 2016.

DARTON, T.; ANNUNZIATA, U.; DEL VIGO PISANO, F.; GALLEGOS, S. Membrane autopsy helps to provide solutions to operational problems. **Desalination**, v. 167, p. 239-245, 2004. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916404003741>>. Acesso em: 19/12/2014.

DE CARVALHO, D. D.; MACHADO, B. J. F. Reuso de efluentes em torres de resfriamento-estudo conceitual: Aeroporto Internacional do Rio de Janeiro. **Acta Scientiarum Technology**, v. 32, n. 3, p. 295-302, 2010.

DI BERNARDO, Luiz; PAZ, L. P. S. **Seleção de tecnologias de tratamento de água**. São Carlos: Ldibe, 2008.

DIAS, J. M.; ALVIM-FERRAZ, M. C.; ALMEIDA, M. F.; RIVERA-UTRILLA, J.; SÁNCHEZ-POLO, M. Waste materials for activated carbon preparation and its use in aqueous-phase treatment: a review. **Journal of Environmental Management**, v. 85, n. 4, p. 833-846, 2007. Disponível em:

<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0301479707002964>>. Acesso em: 22/09/2015.

DISCART, V.; BILAD, M. R.; VANDAMME, D.; FOUBERT, I., MUYLEAERT, K.; VANKELECOM, I. F. J. Role of transparent exopolymeric particles in membrane fouling: *Chlorella vulgaris* broth filtration. **Bioresource technology**, n. 129, p.18-25. 2013. Disponível em:

<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852412017087>>. Acesso em: 19/09/2014.

DUAN, J.; LITWILLER, E.; CHOI, S. H; PINNAU, I. Solution-diffusion with defects model for pressure-assisted forward osmosis. **Journal of Membrane Science**, v. 470, p. 323-333, 2014. Disponível em:

<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738814005468>>. Acesso em: 18/01/2015.

EMPINOTTI, V.L.; JACOBI, P.R. Novas práticas de governança da água? O uso da pegada hídrica e a transformação das relações entre o setor privado, organizações ambientais e agências internacionais de desenvolvimento. **Desenvolvimento e Meio Ambiente**, v. 27, p. 23-36, 2013.

FAKHURU'L-RAZI, A.; PENDASHTEH, A.; ABDULLAH, L. C.; BIAK, D. R. A.; MADAENI, S. S.; ABIDIN, Z. Z. Review of technologies for oil and gas produced water treatment. **Journal of hazardous materials**, v. 170, n. 2, p. 530-551, 2009. Disponível em:

<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S030438940900778X>>. Acesso em: 12/03/2016.

FARIAS, E. L.; HOWE, J.; LOW, G.; THOMSON, B. M. Effect of membrane bioreactor solids retention time on reverse osmosis membrane fouling for wastewater reuse. **Water Research** v.49, p.53-61, 2013. Disponível em:

<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135413009056>>. Acesso em: 22/10/15.

FEMP - FEDERAL ENERGY MANAGEMENT PROGRAM. **Cooling towers: understanding key components of cooling towers and how to improve water efficiency**. US Departamento of energy. 2011. Disponível em:

<http://www1.eere.energy.gov/femp/waterfs_coolingtow>. Acesso em: 11/06/2014.

FRANCO, P. L. P. **Análise da potencialidade do reúso indireto potável**: estudo de caso da ETE Atuba Sul, Região Metropolitana de Curitiba. 238 f. Dissertação (Mestrado em Meio Ambiente Urbano e Industrial) - Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2010.

FRITZMANN, C.; LOWERNBERG, J.; WINTGENS, T; MELIN, T. State-of-the-art of reverse osmosis desalination. **Desalination**, v. 216, n. 1, p. 1-76, 2007. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916407004250>>. Acesso em: 16/10/2014.

FUJIOKA, T., KHAN, S. J., MCDONALD, J. A., HENDERSON, R. K., POUSSADE, Y., DREWES, J. E., & NGHIEM, L. D. Effects of membrane fouling on N-nitrosamine rejection by nanofiltration and reverse osmosis membranes. **Journal of membrane science**, v. 427, p. 311-319, 2013. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738812007405>>. Acesso em: 02/02/2016.

GAO, W.; LIANG, H.; MA, J.; Han, M.; CHEN, Z. L.; HAN, Z. S.; LI, G. B. Membrane fouling control in ultrafiltration technology for drinking water production: a review. **Desalination**, v. 272, n. 1, p.1-8, 2011. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916411000622>>. Acesso em: 11/10/2014.

GIORDANI, S.; SANTOS, D. C. Possibilidades de reúso dos efluentes domésticos gerados nas Bacias do Alto Iguaçu e Alto Ribeira-Região de Curitiba-Paraná. **Sanare**, Curitiba, v. 19, n. 19, p. 6-14, 2003.

GLATER, J. The early history of reverse osmosis membrane development. **Desalination**, v. 117, n. 117, p. 297-309, 1998. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916498001222>>. Acesso em: 15/07/2015.

GOUVÊA, C. A. K.; BERRETTA-HURTADO, A. L.; BORZIO, R.; FOLLETO, M. A. Uso de água tratada por osmose reversa para a geração de vapor em indústria de tabaco. **Revista Produção Online**, v.12, n. 2, p. 522-536, 2012. Disponível em: <<http://www.producaoonline.org.br/rpo/article/view/941>>. Acesso em: 08/10/2014

GREENLEE, L. F.; LAWLER, D.F.; FREEMAN, B.D.; MARROT, B.; MOULIN, P. Reverse osmosis desalination: water sources, technology, and today's challenges. **Water research**, v.43, n.9, p.2317-2348, 2009. Disponível em <<http://citeseerx.ist.psu.edu/viewdoc/download?doi=10.1.1.455.7196&rep=rep1&type=pdf>>. Acesso em: 19/09/2014.

GUO, W.; NGO, H.; LI, J. A mini-review on membrane fouling. **Bioresource technology**, v. 122, p. 27-34, 2012. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852412007134>>. Acesso em: 23/09/2014.

HABERT, A.C.; BORGES, C.P.; NOBREGA, R. **Processos de separação por membranas**. Rio de Janeiro: Papers Serviços Editoriais, 2006.

HAI, F.I.; YAMAMOTO, K.; LEE, C. **Membrane biological reactors: theory, modeling, design, management and applications to wastewater reuse**. Publishing, 2013. Disponível em: <<http://www.uow.edu.au/~faisal/MBR-BOOK-Faisal-I-Hai.pdf>>. Acesso em: 11/10/2014.

HENTHORNE, L.; BOYSEN, B. State-of-the-art of reverse osmosis desalination pretreatment. **Desalination**, v. 356, p.129-139, 2015. Disponível em: < Disponível em: <<http://www.uow.edu.au/~faisal/MBR-BOOK-Faisal-I-Hai.pdf>>. Acesso em: 11/10/2014.>. Acesso em: 11/09/2015.

HESPANHOL, I. Potencial de reuso de água no Brasil: agricultura, indústria, municípios, recarga de aquíferos. **Revista Brasileira de Recursos Hídricos**, v. 7, n. 4, p. 75-95, 2002.

HESPANHOL, I. Um novo paradigma para a gestão de recursos hídricos. **Estudos avançados**, v. 22, n. 63, p. 131-158, 2008. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/ea/v22n63/v22n63a09.pdf>>. Acesso em: 12/10/2014.

HOEK, E., ALLRED, J.; KNOELL, T.; JEONG, B. H. Modeling the effects of fouling on full-scale reverse osmosis processes. **Journal of Membrane Science**, v.314, n.1, p.33-49, 2008. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738808000586> >. Acesso em: 17/08/2014.

IBGE - INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. Indicadores de Desenvolvimento Sustentável. **Estudos & Pesquisas, Informação Geográfica**, Rio de Janeiro, n. 7, 2010.

IAP- INSTITUTO AMBIENTAL DO PARANÁ. **Monitoramento da qualidade das águas dos rios da região metropolitana de Curitiba**. p. 79: IAP, 2009. Disponível em: < www.iap.pr.gov.br/arquivos/File/.../monitoramento_da_qualidade>. Acesso em: 23/09/2015.

IOANNOU, L. A; MICHAEL, C; VAKONDIOS, N; DROSOU, K; XEKOUKOULOTAKIS, N. P; DIAMADOPOULOS, E; FATTA-KASSINOS, D. Winery wastewater purification by reverse osmosis and oxidation of the concentrate by solar photo-Fenton. **Separation and Purification Technology**, v. 118, p. 659-669, 2013. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1383586613004723> >. Acesso em: 28/10/2015.

JAMALY, S.; DARWISH, N. N.; AHMED, I.; HASAN, S. W. A short review on reverse osmosis pretreatment technologies. **Desalination**, v. 354, p. 30-38, 2014. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916414004925>>. Acesso em: 04/12/2014.

JU, Y.; HONG, S. Nano-colloidal fouling mechanisms in seawater reverse osmosis process evaluated by cake resistance simulator-modified fouling index nanofiltration. **Desalination**, v. 343, p. 88-96, 2014. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916414001374> >. Acesso em: 20/02/2015.

KANG, G.; CAO, Y. Development of antifouling reverse osmosis membranes for water treatment: a review. **Water research**, v. 46, n. 3, p. 584-600, 2012. Disponível

em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135411007251>>. Acesso em: 11/10/2014.

KARKHANECHI, H.; TAKAGI, R.; MATSUYAMA, H. Biofouling resistance of reverse osmosis membrane modified with polydopamine. **Desalination**, Swansea, v. 336, n. 336, p.87-96, 2014. Disponível em:
< <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916413006309>>. Acesso em: 10/12/2014.

KIM, S.; COHEN, Y. Surface nano-structuring with polymer brush layers for fouling resistant ultrafiltration (UF) membranes. In: **Abstracts of papers of the american chemical society**. Washington: Amer Chemical Soc. 2014. Disponível em:
<http://www.acs.org/content/acs/en/meetings/regional.html?cid=home_meetings.html>. Acesso em: 26/01/2015.

KIPERSTOK, A.; ALMEIDA, G.; ORNELAS, P.; COHIM, E.; DULTRA, F. **Qualidade mínima para reúso de efluentes domésticos em vasos sanitários: uma proposta para discussão**. Escola Politécnica da Universidade Federal da Bahia–UFBA, 2003. Disponível em:
< http://teclim.ufba.br/site/material_online/publicacoes/pub_art27.pdf>. Acesso em: 20/08/2014.

KNAPIK, H. G. **Reflexões sobre Monitoramento, Modelagem e Calibração na Gestão de Recursos Hídricos: Estudo de Caso da Qualidade da Água da Bacia de Recursos Hídricos**. 180 f. Dissertação (Mestrado), Setor de Tecnologia, Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2009.

KOO, C.H.; MOHAMMAD, A.W.; SUJA, F. Recycling of oleochemical wastewater for boiler feed water using reverse osmosis membranes - A case study. **Desalination**, v. 271, p. 178-186, 2011. Disponível em:
<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916410009458>>. Acesso em: 20/08/2014.

KUCERA, J. Membrane materials and module development, historical perspective. **Encyclopedia of Membrane Science and Technology**. Ed John Wiley & Sons, 2013.

KURT, E.; KOSEOGLU-IMER, D. Y.; DIZGE, N.; CHELLAM, S.; KOYUNCU, I. Pilot-scale evaluation of nanofiltration and reverse osmosis for process reuse of segregated textile dyewash wastewater. **Desalination**, v. 302, p. 24-32, 2012. Disponível em:
<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916412002792>>. Acesso em 03/04/2016.

LEE, B. B.; CHOO, K. H.; CHANG, D.; CHOI, S. J. Optimizing the coagulant dose to control membrane fouling in combined coagulation/ultrafiltration systems for textile wastewater reclamation. **Chemical Engineering Journal**, v. 155, p. 101-107, 2009. Disponível em:

<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1385894709005014>>. Acesso em: 10/11/2015.

LEE, J.J.; JOHIR K.H.; CHINU, K. H.; SHON, H. K.; VIGNESWARAN, S. Novel pre-treatment method for seawater reverse osmosis: fibre media filtration. **Desalination**, v. 250, p. 557-561, 2010. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916409009965>>. Acesso em: 15/09/2014.

LEE, K. P.; ARNOT, T.C.; MATTIA, D. A review of reverse osmosis membrane materials for desalination-Development to date and future potential. **Journal of Membrane Science**, v. 370, p. 1–22, 2011. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738810010045>>. Acesso em: 11/10/2014.

LEE, M.; KIM, J. Analysis of local fouling in a pilot-scale submerged hollow-fiber membrane system for drinking water treatment by membrane autopsy. **Separation and Purification Technology**, v. 95, p. 227-234, 2012. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1383586612002304>>. Acesso em: 29/09/2014.

LEIKNES, T. The effect of coupling coagulation and flocculation with membrane filtration in water treatment: A review. **Journal of Environmental Sciences**, v. 21, p.8-12, 2009. Disponível em <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1001074209600036>>. Acesso em: 17/10/2014.

LI, H.; HSIEH, M. K.; CHIEN, S. H.; MONNELL, J. D.; DZOMBAK, D. A.; VIDIC, R. D. Control of mineral scale deposition in cooling systems using secondary-treated municipal wastewater. **Water Research**, v. 45(2), p. 748-760, 2011. Disponível em <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135410006287>>. Acesso em: 17/10/2014.

LINDNER, B. **Diagnóstico espacial-temporal da qualidade da água do Rio Iguaçu na região da Bacia do Alto Iguaçu**. 102 f. Trabalho de Graduação (Engenharia Civil), Universidade Tecnológica do Paraná, Curitiba, 2014.

LIU, M.; LÜ, Z.; CHEN, Z.; YU, S.; GAO, C. Comparison of reverse osmosis and nanofiltration membranes in the treatment of biologically treated textile effluent for water reuse. **Desalination**, v. 281, p. 372-378, 2011. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916411007247>>. Acesso em 10/11/2015.

LÖWENBERG, J.; BAUM, J.A.; ZIMMERMANN, Y.S.; GROOT, C.; VAN DEN BROEK, W.; WINTGENS, T. Comparison of pre-treatment technologies towards improving reverse osmosis desalination of cooling tower blow down. **Desalination**, v.357, p.140-149, 2015. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916414006092>>. Acesso em: 11/04/2015.

MALAEB, L.; AYOUB, G. M. Reverse osmosis technology for water treatment: state of the art review. **Desalination**, v. 267, n. 1, p. 1-8, 2011. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916410006351>>. Acesso em: 22/10/2014.

MANCUSO, P.C.S.; MANFREDINI, B. **Reúso de água em sistema de resfriamento**. Estudo de caso: subestação conversora de energia furnas centrais elétricas. Asunción: AIDIS Paraguay, 2005.

MATILAINEN, A.; VEPSÄLÄINEN, M.; SILLANPÄÄ, M. Natural organic matter removal by coagulation during drinking water treatment: a review. **Advances in colloid and interface science**, v. 159(2), p. 189-197, 2010. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S000186861000120X>>. Acesso em: 22/02/2016.

MELIÁN-MARTEL, N.; SADHWANI, J. J.; MALAMIS, S.; OCHSENKUHN, P. M. Structural and chemical characterization of long-term reverse osmosis membrane fouling in a full scale desalination plant. **Desalination**, v.305, p. 44-53, 2012. Disponível em: <www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916412004419>. Acesso em: 19/08/2014.

MENDONÇA, F. Riscos, vulnerabilidade e abordagem socioambiental urbana: uma reflexão a partir da RMC e de Curitiba. **Desenvolvimento e Meio Ambiente**, Curitiba, n. 10, p. 139-148, 2004.

METCALF, E; EDDY, M. **Wastewater Engineering**: treatment disposal and reuse. 5.ed. New York: McGraw–Hill, 2007.

MOLINA, V.G.; CASAÑAS, A. Reverse osmosis, a key technology in combating water scarcity in Spain. **Desalination**, v. 250, p. 950-955, 2010. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916409011114>>. Acesso em: 15/09/2014.

MOTTA, A. R. P.; BORGES, C. P.; ESQUERRE, K. P. O.; KIPERSTOK, A.; FLORES, R. O. **Tratamento de efluentes oleosos por processos de separação por membranas visando o reúso: considerações experimentais**. Trabalho apresentado no Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, XVII, Goiânia GO. Anais do XVII CBESA., 2013.

NGUYEN, L.N.; HAI, F.I.; KANG, J.; PRICE, W. E.; NGHIEM, L. D. Removal of trace organic contaminants by a membrane bioreactor–granular activated carbon (MBR–GAC) system. **Bioresource technology**, v. 113, p. 169-173, 2012. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852411015173>>. Acesso em: 19/09/2014.

NITTO – NITTO DENKO MEMBRANAS. Disponível em: <<http://www.nitto.com/jp/en/products/group/membrane/>>. Acesso em: 20/02/2015.

PEREIRA, M. V. M. **Avaliação da qualidade da água em cinco reservatórios do Rio Iguaçu através de biomarcadores em *Astyanax bifasciatus* (Characiformes, Characidae)**. Dissertação (Mestrado), Curso Pós-Graduação em Ecologia e Conservação, Setor de Ciências Biológicas, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2015.

PESSOA, J. D.; PEREIRA, I. S.; SILVA, R.; ROBSON, R. F. Limpeza química nas membranas de osmose reversa e seus efeitos. In: **Simpósio Ítalo-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**, XII, 2014, Natal – RN Brasil. Anais do XII SIBESA. 2014.

PHUNTSHO, S.; SAHEBI, S.; MAJEED, T.; LOTFI, F.; KIM, J. E.; SHON, H. K. Assessing the major factors affecting the performances of forward osmosis and its implications on the desalination process. **Chemical Engineering Journal**, v. 231, p. 484-496, 2013. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1385894713009650>>. Acesso em: 18/01/2015

PRZYBYSZ, L. C. B. **A Gestão de Recursos Hídricos sob ótica do Usuário - Estudo de Caso da Bacia do Alto Iguaçu**. Curitiba, 2007. Dissertação (Mestrado), Setor de Tecnologia, Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2007.

QURESHI, B. A.; ZUBAIR, S. M.; SHEIKH, A. K.; BHUJLE, A.; DUBOWSKY, S. Desing and performance evaluation of reverse osmosis desalination systems: An emphasis on fouling modeling. **Applied Thermal Engeneering**, v. 60, p. 208-217, 2013. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1359431113004833>>. Acesso em: 26/10/2014.

RAFFIN, M.; GERMAIN, E.; EDD, A.; JUDD, S.. Wastewater polishing using membrane technology: a review of existing installations. **Environmental technology**, v. 34, p. 617-627, 2013. Disponível em: <<http://www.tandfonline.com/doi/abs/10.1080/09593330.2012.710385>>. Acesso em 22/03/2016.

RAHAMAN, M. S.; THÉRIEN-AUBIN, H.; BEN-SASSON, M.; OBER, C. K.; NIELSEN, M.; ELIMELECH, M. Control of biofouling on reverse osmosis polyamide membranes modified with biocidal nanoparticles and antifouling polymer brushes. **Journal of Materials Chemistry**, v. 2, p. 1724-1732, 2014. Disponível em: <pubs.rsc.org/en/content/articlehtml/2014/tb/c3tb21681k> Acesso em: 22/03/2016.

RAVANCHI, M.T.; KAGHAZCHI, T.; KARGARI, A. Application of membrane separation processes in petrochemical industry: a review, **Desalination**, v. 235, p. 199-244, 2009. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916408005961>>. Acesso em: 11/10/2014.

RONCONI, G.; COSTA, E. D.; NOBRE, P. C. A.; LAWRENCE, D. AQUAPOLO-New Concept for Large Scale Plant Upgrade for Industrial Water Reuse. **Proceedings of the Water Environment Federation**. n. 11, p. 5134-5147, 2012.

SABESP - COMPANHIA DE SANEAMENTO DO ESTADO DE SÃO PAULO - SABESP. **Tabela de tarifas 2015**. Disponível em: <<http://site.sabesp.com.br/site/interna/Default.aspx?secaold=183>>. Acesso em: 27/06/2015.

SANEPAR. **Plano Diretor de Abastecimento de Água – RMC: Sistema de abastecimento de água Integrado de Curitiba e Região Metropolitana**. Curitiba: Sanepar, 2013.

SHE, Q; WONG, Y. K. W; ZHAO, S; TANG, C. Y. Organic fouling in pressure retarded osmosis: experiments, mechanisms and implications. **Journal of membrane science**, v. 428, p. 181-189, 2013. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738812007892>>. Acesso em: 28/10/2015.

SHEN, C.; CIRONE, C.; JACOBI, A. M.; WANG, X. Fouling of enhanced tubes for condensers used in cooling tower systems: a literature review. **Applied Thermal Engineering**, v. 79, p. 74-87, 2015. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1359431115000198>>. Acesso em: 22/05/2015.

SHI, X.; TAL, G.; HANKINS, N. P.; GITIS, V. Fouling and cleaning of ultrafiltration membranes: a review. **Journal of Water Process Engineering**, v. 1, p. 121-138, 2014. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2214714414000191>>. Acesso em: 23/03/2016.

SHON, H. K.; VIGNESWARAN, S.; ZAREIE, M. H.; AIM, R. B.; LEE, E.; LEE, J.; KIM, I. S. Physico-chemical pretreatment to seawater reverse osmosis (SWRO): organic characterization and membrane autopsy. **Desalination**, v. 236, n.1, p. 282-290, 2009. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916408006541>>. Acesso em: 11/10/2014.

SHUVAL, H. **Water renovation and reuse**. New York, Elsevier, 2012.

SILVA, M. V. R. **Adsorção de cromo hexavalente por carvão ativado granulado comercial na presença de surfactante aniônico (LAS)**. 80 f. Dissertação (Mestrado) - Instituto de Tecnologia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Pará, Belém, 2012.

SILVA, P. R. B. **Avaliação da qualidade das águas e sedimentos da sub-bacia do rio Barigüi, região Metropolitana de Curitiba-PR**. 123 f. Dissertação (Mestrado), Curso de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, do Setor de Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2015.

SILVA, S.K.; MONTEIRO, G.S.; SILVA, J.N.; FERREIRA, W. B.; FRANÇA, K. B. Estudo do índice de densidade de sedimentos em águas oriundas de poços tubulares aplicadas a sistemas de dessalinização via osmose inversa. **Centro científico conhecer–Enciclopédia Biosfera**, Goiana, v. 5, n.8, p. 92-98, 2009.

SINCERO, P.A.; SINCERO, A.G. **Physical-chemical treatment of water and wastewater**. London: IWA Publishing, 2002.

SMORADA, M.; KRÁLIKOVÁ, R.; SOKOLOVÁ, H.; POLAK, J. Application of reverse osmosis in treatment of water used in industrial cooling circuits. **The Holistic Approach to Environment**, v. 3, n. 3, p. 141-151, 2013. Disponível em: <<http://hrcak.srce.hr/109088>>. Acesso em: 23/06/2014.

STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER. Washington, DC: **American Public Health Association**, 2012.

STOQUART, C.; SERVAIS, P.; BÉRUBÉ, P. R.; BARBEAU, B. Hybrid membrane processes using activated carbon treatment for drinking water: a review. **Journal of membrane science**, v. 411, p. 1-12, 2012.

TAHERI, A. H.; SIM, S. T. V.; SIM, L. N.; CHONG; T. H.; KRANTZ, W. B.; FANE, A. G. Development of a new technique to predict reverse osmosis fouling. **Journal of Membrane Science**, v. 448, p.12-22, 2013. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738813005334>>. Acesso em: 11/12/2014.

TANG, F.; HU, H.Y.; SUN, L.J.; WU, Q. Y.; JIANG, Y. M.; GUAN, Y. T.;HUANG, J. J. Fouling of reverse osmosis membrane for municipal wastewater reclamation: Autopsy results from a full-scale plant. **Desalination**, v. 349, p. 73-79, 2014. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916414003397>>. Acesso em: 01/10/2014.

TESSARO, I. C.; DA SILVA, J. B. A.; WADA, K.; KOE, T. Investigation of some aspects related to the degradation of polyamide membranes: aqueous chlorine oxidation catalyzed by aluminum and sodium laurel sulfate oxidation during cleaning. **Desalination**, v. 181(1), p. 275-282, 2005. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S001191640500398X>>. Acesso em: 19/10/2014.

TRAN, T.; BOLTO, B.; GRAY, S.; HOANG, M.; OSTARCEVIC, E. An autopsy study of a fouled reverse osmosis membrane element used in a brackish water treatment plant. **Water Research**, v. 41, n. 17, p. 3915-3923, 2007. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S004313540700382X>>. Acesso em: 11/10/2014.

TU, K. L.; CHIVAS, A. R.; NGHIEM, L. D.; DREWES, J. Effects of chemical preservation on flux and solute rejection by reverse osmosis membranes. **Journal of**

Membrane Science, v. 472, p. 202-209, 2014. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738814006760>>. Acesso em: 22/03/2016.

UNEP- UNITED NATIONS ENVIRONMENT PROGRAMME . **Annual Report**. 2012. Disponível em: <www.unep.org/gc/gc27/docs/UNEP_ANNUAL_REPORT_2012.pdf>. Acesso em: 15/07/2014.

VAN LIMPT, B.; VAN DER WAL, A. Water and chemical savings in cooling towers by using membrane capacitive deionization. **Desalination**, v. 342, p. 148-155, 2014. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916413006085> >. Acesso em: 11/01/2015.

VIEIRA, F.C. **Viabilidade técnica e econômica do reaproveitamento de efluentes de torres de resfriamento**. 2011. 46f. Trabalho de conclusão de curso (Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2011.

WARSINGER, D. M.; SWAMINATHAN, J.; GUILLEN-BURRIEZA, E.; ARAFAT, H. A Scaling and fouling in membrane distillation for desalination applications: a review. **Desalination**, v. 356, p. 294-313, 2015. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916414003634> >. Acesso em: 18/01/2015.

WEF - WATER ENVIRONMENT FEDERATION. **Membrane systems for wastewater treatment**. McGraw-Hill: Alexandria, Virginia, 2006.

WIBISONO, Y.; YANDI, W.; GOLABI, M.; NUGRAHA, R.; CORNELISSEN, E. R.; KEMPERMAN, A. J.; NIJMEIJER, K. Hydrogel-coated feed spacers in two-phase flow cleaning in spiral wound membrane elements: A novel platform for eco-friendly biofouling mitigation. **Water research**, v. 71, p. 171-186, 2015. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135414008628>>. Acesso em: 22/04/2016.

XIE, M.; LEE, J.; NGHIEM, L. D.; ELIMELECH, M. Role of pressure in organic fouling in forward osmosis and reverse osmosis. **Journal of Membrane Science**, v. 493, p. 748-754, 2015. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738815300600>>. Acesso em: 18/01/2015.

XU, P.; BELLONA, C.; DREWES, J. E. Fouling of nanofiltration and reverse osmosis membranes during municipal wastewater reclamation: membrane autopsy results from pilot-scale investigations. **Journal of Membrane Science**, v. 353, p. 111-121, 2010. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738810001456>>. Acesso em: 23/03/2016.

YADAV, A. K. Removal of fluoride from aqueous solution and groundwater by wheat straw, sawdust and activated bagasse carbon of sugarcane. **Ecological**

engineering, v. 52, p. 211-218, 2013. Disponível em:

<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0925857412004247>>. Acesso em 15/11/2015.

YU, X.; YANG, H.; LEI, H.; SHAPIRO, A. Experimental evaluation on concentrating cooling tower blowdown water by direct contact membrane distillation. **Desalination**, v. 323, p. 134-141, 2013. Disponível em:

<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916413000489>>. Acesso em: 11/08/2014.

ZHAO, R.; PORADA, S.; BIESHEUVEL, P. M.; VAN DER WAL, A. Energy consumption in membrane capacitive deionization for different water recoveries and flow rates, and comparison with reverse osmosis. **Desalination**, v. 330, p. 35-41, 2013. Disponível em:

<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916413003822>>. Acesso em: 08/11/2014.

APÊNDICE 1 - RESULTADOS DAS DETERMINAÇÕES DE CLORETOS E FLUORETOS NO TESTE DE LONGA DURAÇÃO NA PLANTA PILOTO DE OR.

Amostra	Cloretos Alimentação (mg/L)	Cloretos Permeado (mg/L)	Fluoretos Alimentação (mg/L)	Fluoretos Permeado (mg/L)
1	55,44	2,01	0,30	0,01
2	60,10	1,33	0,34	0,04
3	52,22	1,42	0,33	0,05
4	56,08	3,99	0,34	0,04
5	60,95	6,25	0,40	0,00
6	62,45	6,45	0,39	0,02
7	57,89	3,98	0,35	0,03
8	52,75	3,00	0,38	0,03
9	48,66	3,88	0,31	0,01
10	60,57	2,06	0,30	0,07
11	52,47	3,14	0,35	0,06
12	53,79	3,06	0,33	0,02
13	57,89	2,21	0,31	0,06
14	62,13	1,83	0,33	0,06
15	66,46	2,44	0,44	0,08
16	56,06	1,61	0,28	0,07
17	44,07	1,02	0,24	0,00
18	38,04	0,69	0,11	0,00
19	36,29	3,38	0,17	0,00
20	28,28	1,64	0,21	0,03
21	27,56	0,78	0,14	0,00
22	32,99	0,49	0,25	0,00
23	31,81	0,92	0,28	0,06
24	33,51	1,04	0,24	0,03
25	33,11	1,92	0,27	0,02
26	32,56	1,93	0,31	0,01
27	38,77	1,35	0,33	0,03
28	40,95	0,70	0,26	0,04
29	41,47	1,44	0,32	0,02
30	36,42	0,79	0,28	0,00
31	30,06	0,16	0,22	0,00
32	22,59	0,55	0,05	0,00
33	22,62	0,47	0,12	0,00
34	23,14	1,48	0,12	0,04
35	22,01	0,85	0,08	0,00
36	22,03	0,50	0,18	0,00
37	25,21	1,69	0,18	0,01
38	22,83	1,64	0,22	0,00
39	23,26	0,38	0,18	0,00
40	24,90	1,45	0,17	0,00

APÊNDICE 1 - RESULTADOS DAS DETERMINAÇÕES DE CLORETOS E FLUORETOS NO TESTE DE LONGA DURAÇÃO NA PLANTA PILOTO DE OR.

continuação

Amostra	Cloretos Alimentação (mg/L)	Cloretos Permeado (mg/L)	Fluoretos Alimentação (mg/L)	Fluoretos Permeado (mg/L)
41	27,25	1,09	0,22	0,02
42	28,19	1,75	0,17	0,01
43	28,49	1,49	0,22	0,02
44	27,16	1,02	0,22	0,00
45	28,99	0,49	0,30	0,00
46	28,00	0,91	0,28	0,00
47	30,46	2,16	0,27	0,01
48	32,43	2,88	0,31	0,02
49	37,29	1,70	0,22	0,00
50	36,16	1,37	0,32	0,00
51	36,25	1,17	0,19	0,00
52	31,45	1,66	0,15	0,00
53	29,82	1,90	0,14	0,07
54	32,66	1,78	0,20	0,04
55	34,02	1,68	0,25	0,03
56	36,92	1,90	0,22	0,05
57	35,01	1,51	0,28	0,07
58	37,80	2,03	0,29	0,02
59	38,88	2,78	0,29	0,09
60	39,96	2,76	0,30	0,13
61	38,68	2,50	0,29	0,03
62	38,96	2,18	0,29	0,01
63	45,34	1,80	0,40	0,01
64	44,08	2,02	0,39	0,01
65	48,56	3,71	0,26	0,05
66	44,77	3,02	0,29	0,03
67	46,74	3,19	0,34	0,01
68	48,30	3,60	0,28	0,00
69	43,30	3,80	0,19	0,00
70	35,56	2,02	0,18	0,00
71	37,82	1,79	0,25	0,00
72	42,48	2,49	0,32	0,00
73	42,09	1,98	0,25	0,00
74	42,98	2,62	0,22	0,00
75	48,82	5,20	0,26	0,00
76	38,22	5,10	0,19	0,01
77	32,72	3,54	0,16	0,01
78	34,17	3,35	0,24	0,01
79	40,80	2,20	0,29	0,01
80	40,23	3,55	0,23	0,01

APÊNDICE 1 - RESULTADOS DAS DETERMINAÇÕES DE CLORETOS E FLUORETOS NO TESTE DE LONGA DURAÇÃO NA PLANTA PILOTO DE OR.

continuação

Amostra	Cloretos Alimentação (mg/L)	Cloretos Permeado (mg/L)	Fluoretos Alimentação (mg/L)	Fluoretos Permeado (mg/L)
81	40,44	4,47	0,24	0,00
82	41,01	2,56	0,34	0,00
83	43,76	3,70	0,37	0,00
84	51,62	4,60	0,21	0,00
85	49,95	5,78	0,36	0,00
86	45,77	5,12	0,31	0,00
87	46,34	4,06	0,24	0,06
88	46,16	3,92	0,34	0,04
89	50,24	6,97	0,38	0,00
90	49,26	6,41	0,42	0,03
91	48,67	4,06	0,31	0,01
92	47,98	5,14	0,43	0,00
93	53,90	5,53	0,41	0,01
94	55,28	6,31	0,44	0,02
95	37,64	4,89	0,13	0,00
96	32,95	3,35	0,20	0,00
97	29,83	5,80	0,16	0,00
98	27,88	3,88	0,08	0,00
99	30,02	3,29	0,00	0,00
100	30,45	1,64	0,19	0,00
101	32,57	1,26	0,26	0,02
102	34,99	5,49	0,14	0,02
103	32,41	5,52	0,20	0,05
104	34,64	7,28	0,25	0,03
105	40,21	8,12	0,36	0,00
106	43,39	7,21	0,30	0,00
107	24,85	3,15	0,09	0,00
108	26,80	1,30	0,15	0,00
109	46,48	0,00	0,38	0,00
110	46,83	4,05	0,34	0,03
111	42,62	3,06	0,23	0,00
112	35,05	3,01	0,25	0,00
113	33,58	3,24	0,32	0,01
114	27,88	4,02	0,20	0,07
115	29,58	4,53	0,28	0,06
116	33,75	1,25	0,26	0,02
117	35,64	0,72	0,20	0,00
118	36,19	3,77	0,33	0,00
119	34,16	2,84	0,33	0,00

APÊNDICE 1 - RESULTADOS DAS DETERMINAÇÕES DE CLORETOS E FLUORETOS NO TESTE DE LONGA DURAÇÃO NA PLANTA PILOTO DE OR.

continuação

Amostra	Cloretos Alimentação (mg/L)	Cloretos Permeado (mg/L)	Fluoretos Alimentação (mg/L)	Fluoretos Permeado (mg/L)
120	19,91	1,66	0,33	0,00
121	21,66	2,01	0,33	0,01
122	35,01	3,72	0,34	0,03
123	39,60	4,30	0,43	0,00
124	35,65	5,25	0,39	0,02
125	27,51	4,11	0,26	0,00
126	26,68	3,76	0,21	0,00
127	28,89	4,89	0,39	0,12
128	29,09	4,37	0,33	0,11
129	28,29	3,58	0,11	0,06
130	27,45	2,82	0,23	0,00
131	33,69	3,12	0,36	0,00
132	38,12	3,18	0,35	0,00
133	36,71	2,72	0,39	0,00
134	38,42	6,61	0,36	0,07
135	43,10	11,15	0,23	0,01
136	46,75	8,89	0,32	0,00
137	50,51	8,98	0,39	0,00
138	38,71	3,65	0,38	0,00
139	39,63	3,39	0,29	0,00
140	43,37	6,29	0,38	0,03
141	41,49	6,89	0,31	0,05
142	45,87	5,39	0,47	0,07
143	41,46	4,43	0,35	0,12
144	43,18	5,02	0,39	0,09
145	44,28	4,88	0,34	0,03
146	43,84	6,51	0,31	0,00
147	41,74	7,70	0,30	0,00
148	41,46	8,04	0,36	0,00
149	44,21	10,63	0,44	0,01
150	47,79	7,44	0,49	0,02
151	50,16	7,74	0,33	0,05
152	43,57	5,82	0,23	0,01
153	40,05	12,58	0,30	0,04
154	41,41	7,05	0,32	0,11
155	26,09	3,49	0,15	0,05
156	21,07	5,11	0,14	0,03
157	23,86	6,28	0,21	0,01
158	24,00	3,57	0,21	0,00

APÊNDICE 1 - RESULTADOS DAS DETERMINAÇÕES DE CLORETOS E FLUORETOS NO TESTE DE LONGA DURAÇÃO NA PLANTA PILOTO DE OR.

conclusão

Amostra	Cloretos Alimentação (mg/L)	Cloretos Permeado (mg/L)	Fluoretos Alimentação (mg/L)	Fluoretos Permeado (mg/L)
158	24,00	3,57	0,21	0,00
159	23,97	3,33	0,21	0,00
160	25,36	3,21	0,21	0,01
161	24,40	3,37	0,21	0,03
162	22,69	4,46	0,17	0,02
163	21,05	4,26	0,12	0,00
164	22,70	4,71	0,16	0,00
165	22,85	4,46	0,22	0,00
166	23,27	4,12	0,23	0,00
167	21,33	4,34	0,17	0,01
168	17,21	4,37	0,18	0,03

APÊNDICE 2 - RESULTADOS DAS DETERMINAÇÕES DE TURBIDEZ (NTU) NO TESTE DE LONGA DURAÇÃO NA PLANTA PILOTO DE OR.

Amostra	Alimentação	Filtrada	Permeado	Amostra	Alimentação	Filtrada	Permeado
1	2,44		0,33	41	0,70	0,40	0,23
2	2,31		0,30	42	0,59	0,38	0,19
3	2,41		0,33	43	0,59	0,44	0,21
4	2,44		0,58	44	0,63	0,29	0,19
5	1,57		0,37	45	0,69	0,51	0,34
6	1,82		0,38	46	0,66	0,39	0,24
7	1,60		0,36	47	0,87	0,46	0,25
8	2,12		0,35	48	1,07	0,61	0,38
9	1,19		0,33	49	1,51	0,69	0,20
10	1,71		0,31	50	1,26	0,96	0,23
11	1,72		0,30	51	1,09	1,14	0,25
12	2,37		0,42	52	0,58	0,49	0,16
13	1,78		0,35	53	0,67	0,43	0,18
14	2,17		0,42	54	0,80	0,47	0,19
15	1,93		0,27	55	0,64	0,33	0,24
16	2,39		0,35	56	0,96	0,43	0,30
17	1,39		0,53	57	1,09	0,63	0,22
18	0,83		0,39	58	1,17	0,78	0,24
19	1,40		0,36	59	1,22	0,83	0,25
20	0,79		0,37	60	1,42	1,48	0,59
21	0,89		0,26	61	1,00	0,69	0,48
22	1,08		0,40	62	1,07	0,56	0,34
23	1,00		0,34	63	0,93	0,48	0,27
24	1,14		0,35	64	0,83	0,46	0,25
25	0,96		0,38	65	0,92	1,01	0,43
26	0,91		0,34	66	1,02	1,02	0,44
27	0,98		0,14	67	1,04	0,78	0,31
28	1,02		0,36	68	1,10	0,69	0,29
29	1,05		0,56	69	1,07	0,63	0,29
30	1,15		0,58	70	0,94	0,52	0,31
31	0,82		0,31	71	1,10	0,89	0,43
32	0,77		0,45	72	0,95	0,66	0,31
33	0,81		0,50	73	0,87	0,51	0,27
34	1,09		0,58	74	1,03	0,61	0,34
35	0,74		0,44	75	0,99	0,80	0,44
36	0,48		0,22	76	0,97	0,86	0,52
37	0,55	0,28	0,20	77	0,72	0,60	0,32
38	0,68	0,39	0,15	78	0,75	0,62	0,31
39	1,19	0,70	0,57	79	0,80	0,61	0,30
40	0,77	0,36	0,21	80	1,04	0,76	0,31

APÊNDICE 2 - RESULTADOS DAS DETERMINAÇÕES DE TURBIDEZ (NTU) NO
TESTE DE LONGA DURAÇÃO NA PLANTA PILOTO DE OR.

continuação/conclusão

Amostra	Alimentação	Filtrada	Permeado	Amostra	Alimentação	Filtrada	Permeado
81	1,52	0,57	0,20	121	0,63	0,44	0,25
82	1,05	0,74	0,29	122	0,92	0,45	0,26
83	1,02	0,76	0,37	123	0,69	0,36	0,14
84	1,19	0,65	0,30	124	0,69	0,44	0,17
85	1,07	0,77	0,38	125	0,53	0,57	0,23
86	1,20	0,63	0,32	126	0,62	0,60	0,25
87	1,21	0,62	0,29	127	0,62	0,54	0,26
88	1,66	0,78	0,34	128	0,86	0,69	0,31
89	1,61	1,02	0,32	129	0,62	0,48	0,33
90	1,56	1,28	0,39	130	0,71	0,61	0,20
91	1,21	0,78	0,37	131	0,72	0,54	0,16
92	1,49	0,65	0,27	132	0,84	0,77	0,24
93	1,75	0,76	0,33	133	0,88	0,84	0,25
94	1,56	1,08	0,31	134	1,07	0,90	0,29
95	0,91	0,74	0,53	135	1,21	1,07	0,31
96	0,73	0,46	0,19	136	1,70	1,24	0,28
97	1,02	0,36	0,19	137	1,97	1,68	0,23
98	0,70	0,44	0,24	138	0,86	0,74	0,23
99	0,52	0,29	0,20	139	0,90	0,78	0,25
100	0,83	0,71	0,17	140	1,00	0,82	0,17
101	0,69	0,39	0,17	141	1,14	0,99	0,17
102	0,44	0,39	0,31	142	1,07	0,89	0,17
103	0,94	0,54	0,24	143	1,15	0,91	0,27
104	1,01	0,61	0,26	144	1,11	0,98	0,28
105	1,71	0,68	0,22	145	0,91	0,64	0,21
106	1,37	0,64	0,26	146	0,98	0,56	0,21
107	0,53	0,32	0,14	147	1,08	0,61	0,24
108	0,67	0,40	0,22	148	1,23	0,66	0,26
109	0,85	0,40	0,17	149	1,10	0,84	0,22
110	0,99	0,40	0,19	150	1,44	1,14	0,27
111	1,06	0,50	0,23	151	1,73	1,18	0,25
112	0,67	0,34	0,18	152	1,22	0,70	0,16
113	0,57	0,34	0,19	153	1,40	0,79	0,34
114	0,65	0,42	0,32	154	1,04	0,61	0,16
115	0,73	0,60	0,27	155	0,85	0,38	0,19
116	0,96	0,60	0,40	156	0,49	0,23	0,16
117	0,91	0,56	0,40	157	0,56	0,27	0,17
118	0,90	0,66	0,25	158	0,63	0,43	0,22
119	0,72	0,44	0,22	159	0,58	0,40	0,20
120	0,62	0,50	0,21	160	0,65	0,52	0,19

APÊNDICE 3 - RESULTADOS DAS DETERMINAÇÕES DE CONDUTIVIDADE ($\mu\text{S}/\text{cm}$) NO TESTE DE LONGA DURAÇÃO NA PLANTA PILOTO DE OR.

Amostra	Alimentação	Permeado	Amostra	Alimentação	Permeado
1	480	28	46	289	17
2	480	28	47	288	22
3	454	29	48	309	28
4	517	28	49	345	19
5	506	26	50	352	20
6	501	29	51	347	24
7	510	26	52	279	16
8	467	23	53	278	15
9	447	22	54	296	16
10	466	25	55	309	19
11	478	25	56	333	18
12	481	24	57	355	23
13	496	24	58	378	32
14	539	30	59	369	31
15	536	26	60	381	37
16	450	22	61	369	33
17	379	19	62	407	26
18	355	16	63	405	24
19	354	14	64	428	32
20	271	12	65	410	29
21	263	12	66	414	27
22	289	19	67	415	31
23	280	14	68	435	31
24	282	14	69	384	32
25	350	18	70	337	28
26	322	18	71	383	25
27	355	17	72	389	27
28	384	16	73	367	39
29	404	17	74	378	33
30	384	19	75	373	29
31	320	17	76	332	26
32	230	12	77	340	25
33	204	10	78	364	24
34	213	12	79	375	25
35	202	11	80	375	40
36	202	9	81	382	35
37	220	11	82	382	32
38	225	13	83	418	40
39	258	13	84	448	41
40	241	14	85	469	31
41	272	15	86	459	41
42	260	14	87	459	35
43	273	15	88	477	36
44	280	14	89	483	58
45	274	18	90	466	53

APÊNDICE 3 - RESULTADOS DAS DETERMINAÇÕES DE CONDUTIVIDADE
($\mu\text{S}/\text{cm}$) NO TESTE DE LONGA DURAÇÃO NA PLANTA PILOTO DE OR

continuação/conclusão

Amostra	Alimentação	Permeado	Amostra	Alimentação	Permeado
91	463	49	131	328	48
92	469	71	132	337	59
93	494	63	133	335	50
94	491	57	134	361	55
95	354	41	135	404	71
96	344	45	136	412	79
97	304	42	137	447	85
98	292	38	138	377	54
99	312	30	139	387	57
100	309	34	140	412	74
101	340	39	141	309	65
102	341	47	142	402	60
103	353	44	143	386	66
104	368	50	144	331	45
105	423	68	145	374	71
106	428	58	146	389	71
107	234	32	147	393	68
108	212	24	148	410	69
109	308	30	149	423	76
110	428	31	150	421	82
111	367	36	151	426	83
112	299	25	152	406	84
113	315	29	153	356	72
114	275	40	154	324	69
115	295	41	155	267	32
116	320	35	156	227	36
117	333	28	157	225	37
118	309	37	158	223	38
119	245	33	159	251	42
120	281	31	160	247	42
121	326	35	161	239	49
122	355	40	162	228	39
123	425	48	163	217	36
124	341	63	164	254	40
125	271	44	165	270	45
126	242	40	166	284	46
127	322	55	167	281	43
128	345	64	168	244	45
129	287	47	169	220	40
130	299	42	170	237	42

ANEXO I

PARÂMETROS DE QUALIDADE DE AGUA

Parâmetros	Água Bruta	Água Industrial
Cor Aparente (uH)	≤ 65	≤ 10
Tubidez (NTU)	≤ 10	≤ 2
Agentes Tenso Ativos (mg/l ABS)	$\leq 0,2$	$\leq 0,2$
Cloretos (mg/l Cl)	≤ 28	≤ 40
Sílica (mg/l SiO ₂)	≤ 12	≤ 12
Dureza Total (mg/l CaCO ₃)	≤ 70	≤ 100
pH	6,2 – 8,2	6,2 – 8,2
Sólidos Totais Dissolvidos (mg/l)	≤ 220	≤ 190
Sólidos Suspensos (mg/l)	≤ 50	≤ 2
Óleos e Graxas (mg/l)	≤ 10	$\leq 0,1$
Sulfatos (mg/l)	≤ 14	≤ 50
Alcalinidade Total (mg/l CaCO ₃)	≤ 80	≤ 50
Fluoretos (mg/l F)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Nitratos (mg/l NO ₃)	≤ 1	≤ 1
Cálcio (mg/l Ca)	≤ 15	≤ 20
Magnésio (mg/l Mg)	≤ 8	≤ 10
Bióxido Carbono Livre (mg/l CO ₂)	≤ 13	≤ 20
Nitritos (mg/l NO ₂)	≤ 1	$\leq 0,2$
Sólidos Totais (mg/l)	≤ 270	≤ 192
Fosfato Total (mg/l P)	$\leq 0,8$	$\leq 0,1$
Cianetos (mg/l CN)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Cloro Residual (mg/l ClO ₂)	-	$\geq 0,1$
Matéria Orgânica (mg/l)	≤ 6	≤ 3
Nitrogênio Amoniacal (mg/l N)	≤ 1	≤ 2
Nitrogênio Total (mg/l N)	≤ 2	≤ 10
DQO (mg/l O ₂)	≤ 9	≤ 8

27/11/2000



Parâmetros	Água Bruta	Água Industrial
DBO (mg/l DBO5)	≤ 26	≤ 3
Fenóis (mg/l)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Alumínio (mg/l Al)	$\leq 0,2$	$\leq 0,1$
Arsênico (mg/l As)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Bário (mg/l Ba)	$\leq 0,2$	$\leq 0,1$
Cádmio (mg/l)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Chumbo (mg/l Pb)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1^*$
Cobre (mg/l Cu)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Cromo (mg/l Cr)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Ferro Total (mg/l Fe)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Magnésio (mg/l)	≤ 5	≤ 5
Manganês (mg/l Mn)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Mercúrio (mg/l Hg)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Prata (mg/l Ar)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Selênio (mg/l Se)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Zinco (mg/l Zn)	$\leq 0,1$	$\leq 0,1$
Sódio (mg/l Na)	$\leq 25^{**}$	≤ 30
Potássio (mg/l K)	≤ 6	≤ 6

